

Universidade Federal de Santa Catarina
Curso de Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental

**MONITORAMENTO E AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM
BIORREATOR COM MEMBRANAS DE ULTRA FILTRAÇÃO A
VÁCUO VISANDO O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS
MUNICIPAIS**

Janaína Dutra Schmitt

FLORIANÓPOLIS, (SC)
FEVEREIRO/2009

Universidade Federal de Santa Catarina
Curso de Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental

**MONITORAMENTO E AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM
BIORREATOR COM MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO A
VÁCUO VISANDO O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS
MUNICIPAIS**

Janaína Dutra Schmitt

**Trabalho apresentado à Universidade Federal
de Santa Catarina para Conclusão do Curso
de Graduação em Engenharia Sanitária e
Ambiental**

Orientador
Lourdes Boujalance

FLORIANÓPOLIS, (SC)
MARÇO/2009


**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**

**MONITORAMENTO E AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM
BIORREATOR COM MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO A
VÁCUO VISANDO O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS
MUNICIPAIS**

JANAÍNA DUTRA SCHMITT

**Trabalho submetido à Banca Examinadora como parte dos requisitos para
Conclusão do Curso de Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental –
TCC II**

BANCA EXAMINADORA:



Prof. Dra. Rejane Helena Ribeiro da Costa
(Membro da Banca)



Prof. Dr. Fernando Sant'Anna
(Membro da Banca)

**FLORIANÓPOLIS, (SC)
MARÇO/2009**

*Dedico este trabalho a minha mãe Cleusa
que sempre me apoiou, me incentivou e
torceu por mim ao longo desse tempo.*

AGRADECIMENTOS

A minha mãe pelo apoio incondicional e suporte financeiro.

Em especial agradeço ao professor Marc Wichern pela confiança em mim depositada e pela oportunidade de realização deste projeto no exterior.

Agradeço ajuda da minha orientadora na Alemanha, a Engenheira Lourdes Bujalance, por ter me proporcionado uma nova experiência e o começo de uma vida profissional, assim como pela amizade, paciência, ensinamentos e orientação.

Ao amigo Tito, que me apresentou à Universidade Técnica de Munique e colaborou durante a realização deste trabalho.

Aos meus inúmeros e indispensáveis amigos que não importando a distancia estiveram sempre presentes me dando carinho e apoio.

Também agradeço a toda equipe do Instituto de Controle e Qualidade de Garching que me auxiliaram a fazer um bom trabalho.

Esta Pesquisa foi apoiada pelo Ministério Alemão da Educação e Pesquisa (BMBF), projeto contrato nº. 02WA0854.

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

ANA	Agência Nacional de Águas
A/M	Relação alimento por microrganismo
MBR	Biorreatores com Membranas
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO ₅	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQOf	Demanda Química de Oxigênio Filtrada
CH ₄	Metano
CO ₂	Gás Carbônico
ETAs	Estações de Tratamento de Águas
ETE	Estação de Tratamento de Esgotos
LAAP	Lodo Ativado por Aeração Prolongada
LAC	Lodos Ativados Convencional
MF	Membranas de Microfiltração
NaCl	Cloreto de Sódio
NH ₃	Amônia
NF	Ultrafiltração
OI	Osmose Inversa
OD	Oxigênio dissolvido
pH	Potencial Hidrogeniônico
SS	Sólidos Suspensos
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
TUM	Technische Universität München/Universidade Técnica de Munique
UF	Ultrafiltração
UFSC	Universidade Federal de Santa Catarina

RESUMO

Os recursos hídricos vêm sendo degradados rapidamente nas últimas décadas, em virtude do desenvolvimento caótico e desordenado da urbanização, a qual é imposta por políticas industriais e de expansão urbana incompatíveis com o desenvolvimento sustentável e, particularmente, com a proteção e manutenção da qualidade dos corpos d'água. Desta forma, a necessidade de implantação de novos projetos que concentrem as práticas de tratamento para originar fontes de água para reuso decorre da diminuição de oferta de água associada ao aumento do consumo e da tendência da legislação ambiental tornar-se mais restritiva (Costanzi, 2000).

O aumento do reuso de água incide na contínua identificação de novas fontes pelo desenvolvimento de sistemas de tratamento, que ofereçam qualidade, volume e viabilidade econômica adequada, sendo as águas residuárias municipais, fonte mais comum e disponível para reuso (WPCF, 1989).

Dentro deste cenário, os reatores biológicos com sistemas de membranas surgem como uma nova tecnologia, vindo suprir requisitos de qualidade no tratamento de águas residuárias domésticas e possibilitando também o reuso de água.

Este trabalho teve como objetivo analisar a viabilidade de um sistema de tratamento de efluentes composto por reator anaeróbio associado a membranas de ultra filtração (reator biológico com membranas externas), visando produzir água para reuso. Os resultados qualitativos observados demonstram maior eficiência de remoção das variáveis analisadas quando comparados com sistemas de lodos ativados convencionais.

PALAVRAS-CHAVE: reuso de águas, sistema de membranas, ultra filtração,

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	3
2. OBJETIVOS	4
2.1 Objetivo Geral	4
2.2 Objetivos específicos	4
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	5
3.1 Apresentação	5
3.2 O Recurso Natural Água.....	5
3.3 Esgotos Sanitários.....	8
3.3.1 Tratamento Biológico de Esgotos	9
3.3.2 Lodos Ativados	11
3.4 Membranas	12
3.4.1 Membranas em Geral:	12
3.4.2 Morfologia das Membranas	17
3.4.4 Tipos de Fluxo de uma Membrana:	22
3.5 Biorreator com membrana (MBR)	26
3.5.1 Vantagens e Desvantagens Sobre o Processo de Lodos Ativados Convencional (LAC).....	28
3.5.2 O Mercado de MBR.....	31
3.5.3 O princípio de funcionamento do comportamento do MBR a vácuo com o módulo submerso e externo ao tanque anaeróbio	33
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	35
4.1 Piloto De Membranas	36
4.1.2 Características da Membrana utilizada	36
4.1.3 Modo de Operação	37
4.1.4 Condições Operacionais.....	38

4.1.5 Testes e análises	38
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	41
5.1 Sobre a membrana de ultrafiltração a vácuo	41
5.1.1 Desempenho geral da membrana	41
5.2.Outros experimentos realizados com a membrana	45
5.2.1. Efeito da velocidade de fluxo lateral ou cruzado (FC)	45
5.2.2 Efeito do aumento do fluxo.....	45
5.2.3 Limpeza da Membrana	46
5.2.4 Sobre o tratamento anaeróbio	47
6. CONCLUSÕES	49
7. RECOMENDAÇÕES	49
8. REFERÊNCIAS DE PESQUISA.....	50

1. INTRODUÇÃO

Considerando-se a atual situação dos recursos hídricos e sua premente possibilidade de escassez, é fundamental o uso de tecnologias para o tratamento de esgotos que possibilitem a obtenção de efluentes tratados que atendam não apenas aos padrões de lançamento em corpos d'água, como também possam servir de água de reuso. Neste crescente processo de escassez de água, o preço desse bem finito tende a ficar cada vez mais alto, favorecendo o reuso da água, que tende a apresentar custo menos elevado. Na medida em que a cobrança pelo uso da água (prevista na Lei 9.433, de 08/01/97) tornar-se mais abrangente, o mercado de água de reuso também tenderá a crescer. Assim, a utilização das águas servidas para propósitos de uso não potável, como na agricultura, representa um potencial a ser explorado em substituição à utilização de água tratada e potável.

Uma tecnologia já consagrada para o tratamento de esgotos em todo o mundo é o processo de lodos ativados convencional (LAC). Porém, a eficiência deste processo depende do bom funcionamento do decantador secundário. Grandes volumes são necessários para garantir a adequada separação dos sólidos da fase líquida. Um controle sistemático do reator é necessário para evitar a produção de um lodo de má sedimentabilidade e/ou o intumescimento do lodo. Mesmo com a boa operação do processo, para possibilitar o reuso do efluente costuma ser necessário tratamento terciário. A eficiência do processo de LAC, quanto à remoção de coliformes, é baixa e usualmente insuficiente para atender até mesmo aos requisitos de qualidade dos corpos receptores (VON SPERLING, 2002).

Neste contexto, surgiram os biorreatores com membranas (MBR), que combinam as vantagens da degradação biológica às vantagens dos processos de separação por membranas. O biorreator com membrana pode ser definido como um processo híbrido que combina reator biológico à tecnologia de membranas. Nestes sistemas, módulos de filtração funcionam como uma barreira, retendo a biomassa, permitindo o controle do tempo de retenção da biomassa de forma completamente independente do tempo de detenção hidráulica.

Esta tecnologia é geralmente empregada com o módulo de membranas acoplado a um reator biológico. Nestes sistemas, a membrana substitui o decantador secundário e permite atingir concentrações de biomassa mais elevadas do que em sistemas de LAC (BEN AIM &

SEMMENS, 2002; ELMALEH & ABDELMOUMNI, 1998; KWANG-HO & CHUNG-HAK, 1996; SCHNEIDER, & TSUTIYA, 2001).

Neste contexto, vêm sendo realizados no Instituto de Controle e Qualidade da Água da Universidade Técnica de Munique (Technische Universität Munchen, TUM) – Alemanha, estudos em bioreatores pilotos com membranas, utilizados no tratamento de águas residuárias municipais

Este trabalho teve como objetivo analisar a viabilidade de um sistema de tratamento de efluentes composto por reator anaeróbio associado a membranas de ultrafiltração a vácuo (reator biológico com membranas externas), visando produzir água para reuso. Os resultados qualitativos observados demonstram maior eficiência de remoção das variáveis analisadas quando comparados com sistemas de lodos ativados convencionais, embora mais estudos devem ser realizados para avaliar melhor o desempenho das membranas visando este tipo de aplicação.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

- Avaliar o tratamento de água residuária municipal de um biorreator anaeróbio com membranas de ultrafiltração em escala piloto.

2.2 Objetivos específicos

- Determinar as condições de operação mais apropriadas para o biorreator em estudo;
- Verificar qual o efeito da velocidade do fluxo e da pressão transmembrana sobre a membrana;
- Avaliar a eficiência do tratamento a partir das condições de operação pré estabelecidas e obter um efluente final que cumpra com as normas de reutilização de efluentes segundo as normas alemãs.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 Apresentação

Este capítulo apresenta uma revisão da bibliográfica preliminar na área e que serviu de base para o desenvolvimento deste trabalho. A presente revisão é composta de quatro partes:

- A primeira parte apresenta um breve apanhado sobre o recurso natural água;
- A segunda esclarece os princípios básicos do tratamento biológico dos esgotos sanitários;
- A terceira aborda os principais processos que utilizam membranas, seus princípios e seus parâmetros operacionais, bem como os fenômenos envolvidos durante o processo;
- A quarta e última parte traz uma visão geral sobre as configurações e aplicações de biorreatores com membranas (MBR), para tratamento de águas residuárias, as vantagens e desvantagens do uso desta tecnologia e uma avaliação do mercado de MBR. Em seguida, são discutidos alguns parâmetros operacionais que afetam o desempenho das membranas. E por fim uma avaliação mais detalhada do comportamento de MBR com o módulo submerso e externo ao tanque anaeróbio é realizada.

3.2 O Recurso Natural Água

A água é um recurso ambiental limitador do desenvolvimento sustentável. Embora muitas vezes seja considerado um recurso natural renovável e infinito, vários estudos técnicos e científicos demonstram sua esgotabilidade. A demanda de água ao longo dos três últimos séculos, em varias regiões do Mundo, cresceu 35 vezes. A utilização de água em quantidades superiores ao volume disponível vem gerando problemas de escassez. Este aumento de consumo deve-se ao crescimento da população humana, que levou a um grande aumento do uso de água na agricultura, na criação de animais, nas indústrias, bem como para fins sanitários em áreas urbanas.

Observa-se, com isso, uma crescente pressão sobre os recursos hídricos, o que sugere a necessidade de um volume mínimo e de qualidade de água que satisfaçam a fatores ambientais, econômicos e sociais, considerados preponderantes para o desenvolvimento sustentável.

A água passou a ser considerada um bem econômico durante a Conferência Internacional sobre a Água e o Meio Ambiente, realizada em Dublin, na Irlanda, em 1992. No mesmo ano, a Agenda 21, definida durante a Conferência ECO-92, no Rio de Janeiro, cujo objetivo foi conciliar justiça social, equilíbrio ambiental e eficiência econômica, dedicou o Capítulo 18 da Resolução Final à importância dos recursos hídricos (www.ana.gov.br, 2003).

Dentro dos amplos conceitos citados anteriormente, a conservação da água passa a ser de grande interesse social e sugere a necessidade de novas estratégias como a valorização dos efluentes líquidos das estações de tratamento de águas (ETAs), buscando seu reuso e não sua rejeição, além da satisfação e do atendimento das necessidades de água, através daquelas que tenham características específicas ao uso a que se destinam. O reuso da água, possível em vários níveis, desde a reutilização dos efluentes tratados por uma grande estação de tratamento de efluentes, industriais, urbanos, além de outros, até a utilização em um pequeno empreendimento caseiro, vem se tornando cada vez mais frequentes.

No Brasil, a legislação referente ao uso da água começa com a Constituição Federal, que considera a competência legislativa sobre a questão hídrica como sendo da União (art.22), embora seja permitido aos Estados e Municípios o poder de legislar supletivamente.

Este fato tem importância e se justifica, já que os problemas de poluição de águas muitas vezes ultrapassam as fronteiras municipais, estaduais e nacionais, atingindo locais distantes da fonte poluidora, o que torna inoperante o esforço para resolução sem a participação de todos os envolvidos.

No Brasil, os mananciais são classificados segundo a resolução do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA – nº 20), que considera a classificação das águas doces, salobras e salinas como essencial à defesa de seus níveis de qualidade, avaliados por parâmetros e indicadores específicos, de modo a assegurar seus usos preponderantes (www.ana.gov.br, 2003).

Em maio de 2000, o Governo Brasileiro anunciou a criação da Agência Nacional de Águas (ANA), vinculada ao Ministério do Meio Ambiente, que tem como missão regular o uso da água dos rios e lagos de domínio da União, assegurando quantidade e qualidade para usos múltiplos, e implementar o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos. A ANA divulgou, no dia 20 de março de 2001, a Resolução nº 06 – Programa Nacional de Despoluição de Bacias Hidrográficas – “Despoluir para Salvar”, que regulamenta, a partir de

critérios e procedimentos operacionais, o pagamento pelo esgoto tratado e estimula a construção de estações de tratamento de água (ETAs) (www.ana.gov.br, 2003).

Através desta resolução, foi introduzido o conceito “poluidor-pagador”, sendo este um dos mecanismos mais usados, pois influenciam financeiramente todos aqueles que, de algum modo, comprometem a qualidade dos corpos d’água. O pagamento de multas, por parte dos poluidores, força a busca de soluções não-poluentes e induz ao tratamento dos efluentes gerados, com a conseqüente minimização da poluição, beneficiando, assim, o meio ambiente e a população em geral.

O Brasil tem fundamentado seus estudos de cobrança do uso de recursos hídricos em países de maior tradição neste tipo de gestão e que já os dispõem implantados. Na França, por exemplo, a parcela de água aproveitada de um manancial superficial (rios, riachos, lagos e lagoas) ou subterrâneo (aquífero ou lençol freático) é valorizada considerando um fator de acréscimo à cobrança da água de captação, que depende do nível de consumo. Já a cobrança pela poluição é calculada sobre a geração bruta do poluente, introduzindo-se uma bonificação financeira caso haja um processo de tratamento da água com a finalidade de devolvê-la limpa ao corpo d’água superficial ou subterrâneo (MACHADO, 2003). Estudos feitos nos anos 90 para implantar a cobrança nas bacias hidrográficas do alto Tietê, do Piracicaba, da Baixada Santista (SP), do alto Iguaçu (PR) e do Paraíba do Sul (SP, MG e RJ), entre outros, seguem, em linhas gerais, o modelo francês (MACHADO, 2003).

Esta cobrança incentivou as indústrias a investirem no próprio reuso de águas, pois o valor a ser cobrado pela utilização dos recursos hídricos não incide apenas sobre a captação, mas também no volume de água necessário para diluir os contaminantes e restabelecer o patamar de qualidade do corpo hídrico receptor de efluentes. Este cálculo está sendo proposto através da utilização de coeficientes que podem, inclusive, chegar a ameaçar a rentabilidade das unidades industriais. Com isso, torna-se interessante para as empresas assim como órgãos públicos estudarem e viabilizarem o reuso de águas (Teixeira et al., 2004).

Neste sentido as indústrias, de modo geral, têm buscado eliminar o desperdício, avaliando e desenvolvendo tecnologias que racionalizem o consumo de água. Além da necessidade econômica, o reuso se torna, portanto, uma alternativa para o uso racional da água se este recurso for considerado esgotável.

O reuso de água subentende uma tecnologia de maior ou menor complexidade, dependendo dos fins a que se destina, apesar das alterações físico-químicas e microbiológicas que possa ter sofrido em função do uso anterior. Este reuso pode ser direto ou indireto, decorrente de ações planejadas ou não, embora haja controvérsias na definição do conceito de reuso (MANCUSO & SANTOS, 2003).

No escopo deste estudo foi considerado que o reuso de água dependia de um conjunto de ações deliberadas e planejadas que permitissem tratar águas de modo que sua qualidade pudesse atender a fins de necessidade de água não potáveis, além de reduzir o volume de efluentes descartados diretamente em um corpo d'água.

3.3 Esgotos Sanitários

Os esgotos domésticos e industriais contêm grande número de substâncias contaminantes e que podem ser separadas em três categorias principais (ROQUES, 1980):

- As matérias dissolvidas, orgânicas ou minerais, biodegradáveis, ou não;
- As matérias coloidais e/ou emulsões (graxas, óleos solúveis, etc);
- As matérias em suspensão, orgânicas ou minerais.

Os teores desses diferentes tipos de contaminantes são extremamente variáveis no tempo e dependem da origem dos esgotos. A determinação da natureza e da quantidade de cada uma das substâncias presentes pode ser realizada, mas, na maioria dos casos, aliada à longas e custosas análises. Desta forma, procura-se caracterizar os esgotos através de testes tais como: demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅), pH, temperatura, análises de sólidos, entre outros.

Os métodos de tratamento em que fenômenos físicos predominam são conhecidos como operações unitárias. Métodos de tratamento em que a remoção de contaminantes é alcançada através de reações químicas ou biológicas são denominados processos unitários. Operações unitárias são associadas aos processos para proporcionar o que é conhecido como tratamento primário, secundário e avançado (terciário) (METCALF & EDDY, 1991).

No tratamento primário, operações físicas, tais como o gradeamento e a sedimentação, são usadas para remoção de sólidos flutuantes e sedimentáveis encontrados no esgoto. No

tratamento secundário, os processos químicos e biológicos são usados para remoção da matéria orgânica. No tratamento avançado são utilizadas combinações de unidades de operação e processos para remover outros constituintes tais como nitrogênio e fósforo (LAPOLLI, 1998).

3.3.1 Tratamento Biológico de Esgotos

O tratamento biológico é utilizado, principalmente, para remover as substâncias orgânicas biodegradáveis (coloidais ou dissolvidas) presentes no esgoto. Basicamente, estas substâncias são convertidas em gases que podem escapar para a atmosfera ou, então, serem transformadas em tecido celular, sendo posteriormente removidas através da sedimentação. O tratamento biológico pode, também, ser utilizado para remover nutrientes (nitrogênio e fósforo) do esgoto. O entendimento das atividades bioquímicas dos microrganismos envolvidos no processo de tratamento biológico é de fundamental importância na escolha do processo. Dois aspectos devem ser considerados:

- as necessidades nutricionais dos microrganismos;
- a natureza do metabolismo microbiano.

Para sua reprodução e funções propriamente ditas, os microrganismos devem possuir uma fonte de energia-carbono para síntese de um novo material celular e elementos inorgânicos (nutrientes), tais como, nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio e magnésio. Os nutrientes orgânicos (fatores de crescimento) são também necessários para síntese celular. Duas das mais comuns fontes de carbono celular para os microrganismos são a matéria orgânica e o CO_2 . Os organismos que usam o carbono orgânico para formação de tecido celular são chamados heterotróficos. Os organismos que utilizam o CO_2 são chamados autotróficos (METCALF & EDDY, 1991).

Entre os processos de tratamento biológico de esgotos destacam-se os aeróbios e os anaeróbios.

3.3.1.1 Processos Anaeróbios

Os processos anaeróbios são processos biológicos de tratamento em que a estabilização da matéria orgânica ocorre sem a presença de oxigênio livre e pela sua conversão em metano (CH_4) e produtos inorgânicos dentre os quais CO_2 e NH_3 .

Aplicados a determinados efluentes, esses processos para tratamento possuem algumas vantagens como: baixa produção de lodo, cargas orgânicas aplicadas elevadas, baixa produção de biomassa, portanto menor necessidade de nutrientes e produção de energia na forma de gás (metano). Entretanto, em muitos casos, a partida do processo e o seu controle são bastante delicados, se comparados com os processos aeróbios. Além disso, o substrato carbonáceo não é suficientemente degradado. Como a maioria dos processos naturais de fermentação, a biodigestão anaeróbia depende muito mais de mecanismos reguladores intrínsecos que de controles externos.

3.3.1.2 Processos Aeróbios

Os processos aeróbios são processos biológicos de tratamento que ocorrem com a presença de oxigênio. Estes são mais comumente aplicados para o tratamento da matéria carbonácea solúvel.

Como sistemas aeróbios de tratamento de esgotos destacam-se:

- a) sistemas com biomassa livre, em que as bactérias se encontram em suspensão;
- b) sistemas com biomassa fixa, em que as bactérias se encontram fixas sobre um meio suporte.

a) Sistemas com biomassa livre

Estes sistemas englobam o processo de lodos ativados e suas variantes. A degradação da matéria orgânica ocorre por oxidação mediante a ação dos microrganismos presentes. Parte da biomassa serve para síntese de novos materiais celulares. As condições da cultura induzem os microrganismos a se aglomerarem em flocos para que estes possam ser posteriormente removidos através da decantação. O restante da poluição carbonácea é transformada em substâncias minerais gasosa (CO_2) ou solúveis.

b) Sistemas com biomassa fixa

Existe grande diversidade de sistemas à biomassa fixa: leitos bacterianos, biofiltros, discos biológicos. No caso de leitos bacterianos, o suporte é constituído de rochas

fragmentadas ou, ainda, de material plástico com uma grande superfície específica. O efluente percola através do meio, sendo a matéria orgânica metabolizada progressivamente pelos micro e macrorganismos presentes (bactérias, fungos, protozoários, larvas de insetos, etc). Os discos biológicos são parcialmente imersos no efluente a ser tratado consistindo, basicamente, de um empilhamento de discos girando lentamente (algumas rotações por minuto). Este tipo de tratamento corresponde a um tratamento de lodos ativados a meia carga (LAPOLLI, 1998).

3.3.2 Lodos Ativados

O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado, a nível mundial, para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que é necessária uma elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. No entanto, o sistema de lodos ativados inclui um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e em maiores consumos de energia elétrica.

As seguintes unidades são parte integrante da etapa biológica do sistema de lodos ativados (fluxo do líquido):

- Tanque de aeração (reator);
- Tanque de decantação (decantador secundário);
- Recirculação de lodo;

No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e, em determinadas condições, da matéria nitrogenada. A biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se desenvolver. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo a que o efluente final saia clarificado. Os sólidos sedimentados no fundo do decantador secundário são recirculados para o reator, aumentando a concentração de biomassa do mesmo, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema (VON SPERLING, 1997).

A biomassa consegue ser facilmente separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular. Tal se deve ao fato das bactérias possuírem uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação das bactérias e outros microrganismos, como protozoários. O floco possui maiores dimensões, o que facilita a sedimentação.

Em virtude da recirculação do lodo, a concentração de sólidos em suspensão no tanque de aeração no sistema de lodos ativados é mais de 10 vezes superior à de uma lagoa aerada de mistura completa, sem recirculação. Nos sistemas de lodos ativados, o tempo de detenção do líquido é bem baixo, da ordem de horas, implicando em que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido. No entanto, devido à recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido. O tempo de retenção dos sólidos é denominado idade do lodo. É esta maior permanência dos sólidos no sistema que garante a elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados, já que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica dos esgotos (VON SPERLING, 1997).

No tanque de aeração, devido à entrada contínua de alimento, os microrganismos crescem e se reproduzem continuamente. Caso fosse permitido que a população dos mesmos crescesse indefinidamente, eles tenderiam a atingir concentrações excessivas no tanque de aeração, dificultando a transferência de oxigênio a todas as células. Ademais, o decantador secundário ficaria sobrecarregado, e os sólidos não teriam mais condições de sedimentar satisfatoriamente, vindo a sair com o efluente final, deteriorando sua qualidade. Para manter o sistema em equilíbrio, é necessário que se retire aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução. Este é, portanto, o lodo biológico excedente, que pode ser extraído diretamente do reator ou da linha de recirculação. O lodo excedente deve sofrer tratamento adicional, na linha de tratamento do lodo, usualmente compreendendo o adensamento, a estabilização e a desidratação. O sistema de lodos ativados pode ser adaptado para incluir remoções biológicas de nitrogênio e fósforo, atualmente praticadas em forma sistemática em diversos países. Com relação à remoção de coliformes, devido aos reduzidos tempos de detenção nas unidades do sistema de lodos ativados, tem-se que a eficiência é baixa e usualmente insuficiente para atender aos requisitos de qualidade dos corpos receptores (VON SPERLING, 1997).

3.4 Membranas

3.4.1 Membranas em Geral:

Uma membrana, ou mais corretamente uma membrana semipermeável, pode ser definida como um filme fino sólido que atua como barreira seletiva para uma solução, permitindo a passagem de alguns constituintes da solução e retraindo outros. Deste modo, é capaz de separar misturas (líquidas ou gasosas). Uma membrana semi-permeável é, portanto,

uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

A tecnologia de membranas é amplamente aceita para melhorar a qualidade dos diferentes tipos de água na superfície terrestre, desde as águas potáveis, não potáveis e salobras. A tecnologia de membranas também é usada em processos industriais e seus sistemas de tratamento e, ultimamente, tem avançado na área do tratamento secundário e terciário de esgotos com o objetivo de incrementar a produção de água com maior pureza e qualidade para vários propósitos (NICOLAISEN, 2002).

A utilização de membranas tem por objetivo principal realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O trabalho prático dessas barreiras fundamenta-se nas propriedades das membranas semi-permeáveis que podem ser definidas como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva.

Para que ocorra o transporte de uma espécie química através de uma membrana é necessário que uma força motriz atue sobre a mesma (MALLEVIALLE et al., 1996). As forças motrizes usadas em separações com membranas são o gradiente de potencial químico e/ou o gradiente de potencial elétrico, conforme ilustrado na Figura 1.

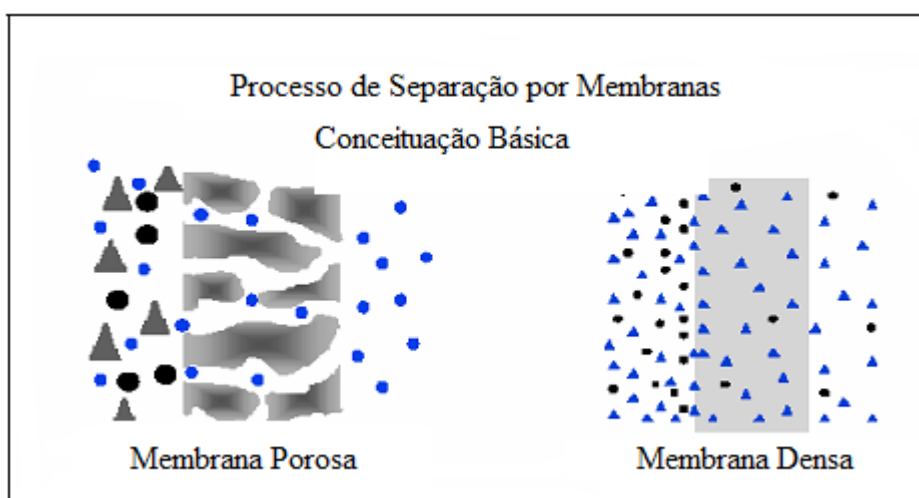


Figura 1. Esquema representando o processo de separação por membranas. Fonte: Nobrega et al., 2003.

Os processos de separação por membranas são caracterizados pelo fato da alimentação produzir duas correntes distintas (Figura 2): uma que atravessa a membrana, da qual, em princípio, foram removidos os contaminantes que se deseja retirar, chamada de permeado, e a

corrente que contém a maior parte dos contaminantes inicialmente presentes na alimentação, que é chamado de concentrado ou rejeito (MULDER, 2000).

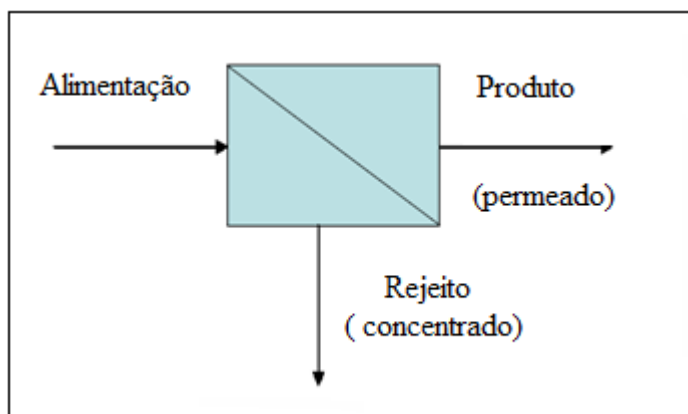


Figura 2. Representação esquemática dos fluxos em uma membrana.

Duas direções complementares ocorreram no desenvolvimento tecnológico e estudo de processos de membranas. O primeiro foi decorrente do interesse em se elucidar os mecanismos de transporte através das membranas e a barreira que as membranas naturais representam. O segundo foi o desenvolvimento, propriamente dito, de membranas para aplicações industriais. Na Tabela 1 (MULDER, 2000) é apresentado um histórico do desenvolvimento do conhecimento teórico sobre processos com membranas.

Observações	Osmose: Nollet, 1748 Osmose Eletrolítica: Reuss, 1803; Porret, 1816 Diálises: Graham, 1861
Relato	Difusao: Fick, 1855 Pressão Osmótica: Van't Hoff, 1887 Transporte Esletrólito: Nernst-Planck, 1889
Considerações Teóricas	Pressão Osmótica: Einstein, 1905 Potenciais de Membrana: Henderson, 1907 Equilíbrio de Mambrana: Donnan, 1911 Termodinâmicas Irreversíveis: Keden, Katchlsky, 1964
Modelos de Transporte	Membranas Iônicas: Teorell, 1937; Meyer, Sivers, 1936 Modelo de Poros: Schmidt, 1950; meares, 1956 Modelo de Solução-Difusão: Lonsdale, 1965

Tabela 1. Desenvolvimento histórico da teoria sobre os processos com membranas.

Fonte: Adaptado de Mulder, 2000

As membranas de microfiltração (MF) correspondem à aplicação mais antiga usada comercialmente, pois foram as primeiras a serem utilizadas na diálise (EYKAMP, 1995). As membranas de MF tiveram um desenvolvimento mais acelerado após a descoberta de nitro-celulose, em 1846. O desenvolvimento de membrana prosseguiu durante décadas, principalmente na Alemanha. Em 1906, BECHOLD in Noble & Stern, 1995, publicou diversos artigos onde modificava o tamanho do poro através da variação da concentração do polímero. Em 1918, ZSIGMONDY & BACHMANN publicaram artigos contendo formas para produzir pequenas quantidades de membranas de MF, contendo inclusive uma descrição de como alterar o tamanho dos poros. ZSIGMONDY, em 1922, obteve uma patente da sua invenção, expondo uma camada fina de uma solução de nitro-celulose ao ar úmido, com este desenvolvimento inicial a empresa SARTORIUS começou a produzir membranas comercialmente em 1927.

Entretanto, o desenvolvimento de membranas comerciais foi muito lento até logo após o término da II Grande Guerra Mundial. Uma série de artigos entre novembro de 1950 e abril de 1954 fazia crônica da difícil transição da produção das membranas de MF do laboratório para produção semi-comercial. As membranas de osmose inversa (OI) e ultrafiltração (UF) e nanofiltração (NF) vieram muito tempo depois e, curiosamente, não se desenvolveram de MF.

Embora se tenha tentado desenvolver membranas de UF em empresas que produziam membranas de microfiltração, e algumas foram feitas, as membranas de UF são derivadas de membranas de OI em quase todos os aspectos importantes (EYKAMP, 1995).

Como método de separação, os processos que empregam membranas são relativamente novos, embora filtrações por membranas não fossem consideradas processos tecnicamente importantes até cerca de 30 anos atrás.

Hoje, os processos de membranas são usados numa grande variedade de aplicações e o número destas aplicações continua crescendo. Um fator fundamental nos processos baseados em membranas é o fato de efetuarem a separação sem mudança de fase e, quase sempre, em processos isotérmicos, o que torna, portanto, estes processos energeticamente mais vantajosos quando comparados a alguns processos clássicos de separação (NOBLE & STERN, 1995).

Devido a esta habilidade, que permite alta seletividade sem mudança de fase, as membranas e os processos envolvendo membranas têm encontrado um campo muito vasto de aplicações, entre eles o de dessalinização, produzindo água potável a partir da água do mar, tratamento de efluentes, tratamento de despejos industriais, separação de água/óleo, além de outros.

Em função das aplicações a que se destinam, as membranas apresentam diferentes estruturas. As membranas sintéticas comerciais podem ser produzidas a partir de qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada. São usados uma série de materiais poliméricos (acetato de celulose, polissulfona, polietersulfona, poliacrilonitrila, policarbonato e outros) ou materiais inorgânicos (cerâmica, grafite e metais), que embora tenham custos mais elevados, apresentam maior durabilidade. De modo geral, o que diferencia e caracteriza cada uma das categorias é o diâmetro dos poros das membranas, conforme a Figura 2 que apresenta esquematicamente, as características dos processos de separação por membranas (MIERZWA, 2005).

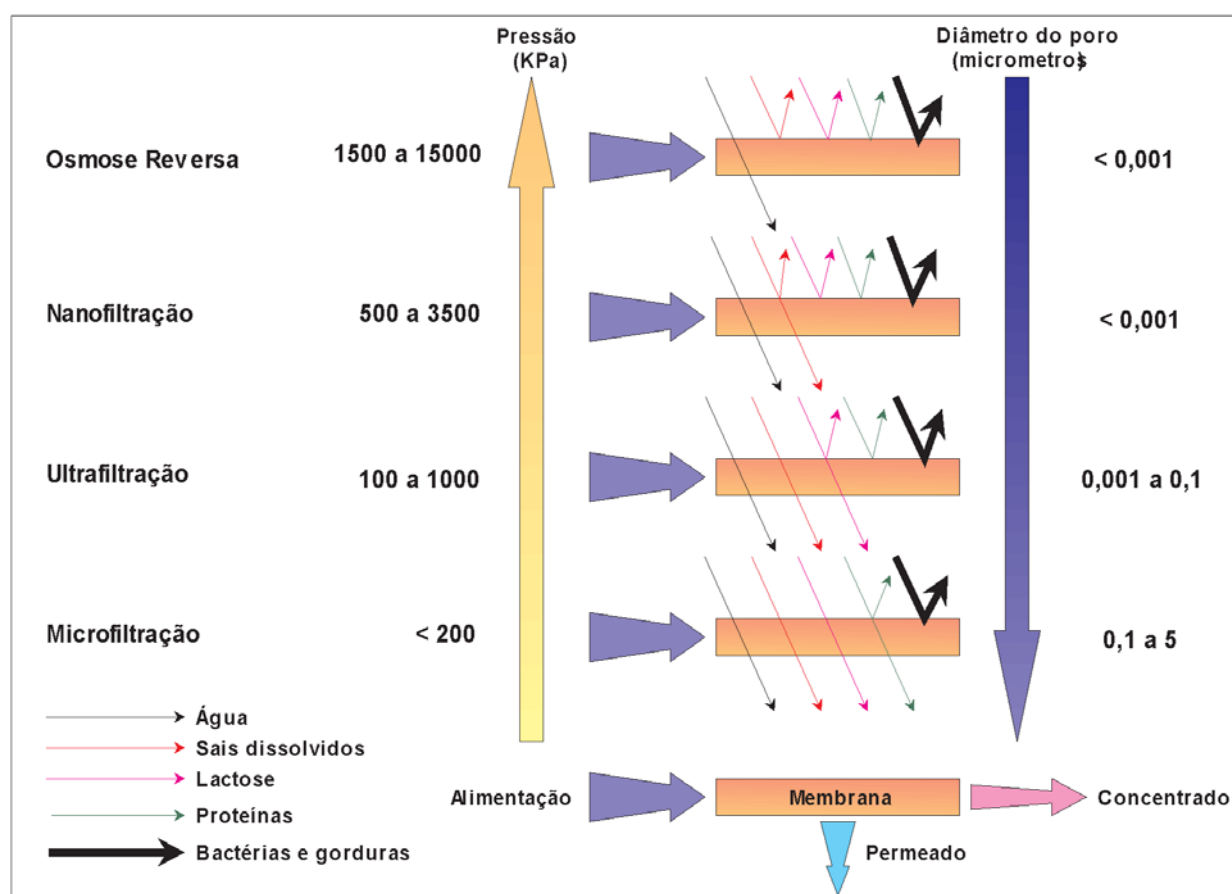


Tabela 2. Características dos processos de separação por membranas

Pela tabela 2 observa-se que os processos de osmose reversa e nanofiltração são os mais eficientes em relação à remoção de contaminantes, porém são os que consomem maior energia, devido à pressão de operação.

Pesquisas sobre os processos de separação por membranas e, conseqüentemente, sobre a aplicação dessa tecnologia no tratamento de efluentes são limitadas, mesmo considerando o avanço tecnológico ocorrido nas últimas décadas, com especial destaque à tecnologia de separação por membranas de ultra filtração e nano filtração.

3.4.2 Morfologia das Membranas

Do ponto de vista morfológico, as membranas em geral podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas. Todas as membranas possuem espaços livres ou vazios, que podem se originar da agitação térmica dos segmentos das cadeias poliméricas ou de poros fixos na matriz polimérica. Quando o volume correspondente aos espaços vazios é equiparável à parte sólida (polímero), a membrana é classificada como porosa. Entretanto, quando o volume correspondente aos espaços vazios é muito pequeno diz-se que a membrana é densa (BORGES, 1985). Portanto, as características da superfície da membrana em contato com a solução problema é que definem se uma membrana é porosa ou densa. Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas (também chamadas de assimétricas), ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas e de composição ao longo de sua espessura (NOBREGA et al., 2003). Como características morfológicas pode-se citar: porosidade, distribuição de tamanho de poros, espessura (caso de membranas porosas), cristalinidade e volume livre (caso de membranas densas).

Na Figura 3 estão representados os tipos mais comuns de membranas porosas isotrópicas ou simétricas e de membranas anisotrópicas ou assimétricas. Nas seções transversais esquematizadas, as regiões escuras representam a matriz sólida da membrana e as regiões claras os espaços livres, ou seja, os poros da membrana. As membranas simétricas têm uma estrutura uniforme ao longo de sua estrutura, com densidade constante, podendo ser porosas ou não, enquanto as membranas assimétricas têm um gradiente de composição em sua estrutura. As propriedades de separação de membranas simétricas são determinadas por toda a

sua estrutura, enquanto as propriedades de separação de membrana assimétricas são principalmente determinadas pela região mais densa da membrana.

A membrana isotrópica densa é representada isenta de regiões claras e as membranas anisotrópicas estão representadas com redução no tamanho de poros ao longo da seção transversal. A região de maior densidade pode ser do mesmo material da parte porosa ou constituída de material distinto, representada por uma região de cor mais escura.

As membranas simétricas ou isotrópicas são tipicamente em rede ou esponjosas, forma cilíndrica ou filme de polímero denso, e podem ser feitas por uma variedade de técnicas. Os métodos mais importantes para produção de membranas porosas simétricas são: a) irradiação; b) estiramento de um filme de polímero semicristalino; c) vaporinduzido por separação de fase; d) temperatura-induzida por separação de fase (folheto HYDRANAUTICS, 2003).

As membranas anisotrópicas ou assimétricas se caracterizam por uma região superior muito fina ($\sim 1\mu\text{m}$), mais fechada (com poros ou não), chamada de “pele”, suportada em uma estrutura porosa, em que os poros aumentam de diâmetro na direção da superfície inferior. Esta fina película superficial possui a capacidade de rejeitar sais dissolvidos durante a permeação da água, enquanto o substrato poroso que dá a resistência física à estrutura não tem capacidade para restringir o fluxo de permeado ou alterar a eficiência de separação da membrana, que dependem unicamente da camada densa.

Devido à permeabilidade ser inversamente proporcional à espessura da membrana, é desejável que a camada densa seja tão fina quanto possível. Quando estas duas estruturas são fabricadas em uma única etapa de produção, a membrana é dita anisotrópica integral (FREEMAN & PINNAU, 1999). Este tipo de membrana tem custos de fabricação baixos por ser fabricada em apenas uma etapa de produção. Entretanto, este método de fabricação torna difícil a obtenção de um produto de alta qualidade devido à formação de pequenos poros na superfície da membrana. Quando a membrana é composta por duas estruturas adjacentes: uma película extrafina responsável pela rejeição dos sais dissolvidos e uma camada ou substrato poroso responsável pela resistência física de toda a estrutura, e sua fabricação ocorre em duas etapas, essas membranas são chamadas de anisotrópica composta. A morfologia da membrana define os princípios em que se baseia a sua seletividade.

A pele é geralmente descrita como uma superfície mono estruturada de esferas poliméricas não-cristalinas, parcialmente deformadas e fundidas, devido a tensões superficiais

com poucos poros remanescentes. Na permeação de misturas, o transporte preferencial dos componentes de maior afinidade com a membrana levará à formação, próximo à sua superfície, de mistura com maior teor de componentes permeáveis, criando barreiras adicionais ao transporte (camada-limite). O termo permeação é usado para descrever o transporte global de massa através da membrana, enquanto o termo difusão se refere somente ao movimento das moléculas do permeante dentro da matriz polimérica, podendo ser visualizado como uma seqüência de etapas sucessivas de difusão. Como as cadeias poliméricas estão em constante estado de agitação térmica, a difusão ocorre por uma ação cooperativa dos complexos de moléculas circundantes. Como há um gradiente de concentração, a difusão em uma direção será maior que na outra, resultando em um fluxo.

De qualquer modo, a seletividade é função da diferença de tamanho entre as moléculas que compõem a mistura a ser fracionada e os poros da membrana. A escolha do material da membrana depende da absorção e estabilidade química. Na maioria dos processos de separação que utilizam membranas porosas, as espécies presentes devem ser, na medida do possível, inertes em relação ao material que constitui a membrana. Entretanto, em alguns casos, as interações físico-químicas (forças de atração e repulsão) entre o polímero e os permeantes devem também ser considerados de interesse. O transporte através de membranas porosas, que são utilizadas nos processos MF, UF e NF ocorre, principalmente, através dos poros. A seletividade do processo é determinada pelas dimensões dos poros e o escoamento através dos poros depende do tipo de força motriz aplicada à membrana. A associação da morfologia da membrana com a força motriz aplicada ao processo define como ocorre o transporte das espécies permeantes através da membrana. Em função disso, o transporte pode ser viscoso, difusivo, ou uma combinação de ambos. Por exemplo, pode ser difusivo se a força motriz for um gradiente de concentração ou viscoso quando se aplica um gradiente de pressão.

Nas membranas anisotrópicas integrais e nas compostas, uma combinação de mecanismos de transporte é esperada, pois o transporte nas camadas densas é considerado difusivo, enquanto que na subcamada porosa o escoamento pode ser viscoso ou difusivo. Entretanto, como a seletividade é determinada fundamentalmente pela camada densa, o fluxo de permeado através da membrana pode ser considerado difusivo, independente do tipo de força motriz aplicada, uma vez que a membrana não apresenta poros em sua interface. Este é o caso de aplicações como a osmose inversa, pervaporação e a permeação de gases. Na Tabela

3 apresenta-se um esquema das relações entre força motriz à morfologia das membranas, o tipo de transporte esperado e os principais fatores que determinam a seletividade do processo.

Processo de Separação	Tipo de membrana	Força Motriz	Mecanismo de Ação	Aplicações
Microfiltração (MF)	Microporosa	Gradiente de pressão (0,1 -1 bar)	Exclusão	Clarificação, filtração estéril
Ultrafiltração (UF)	Assimétrica	Gradiente de pressão (0,5 – 5 bar)	Exclusão	Separação de sol. macromoleculares
Nanofiltração (NF)	Assimétrica	Gradiente de pressão (1,5 – 40 bar)	Exclusão / Difusão	Separação de compostos orgânicos e sais divalentes
Osmose Inversa (OI)	Assimétrica Filme Denso	Gradiente de pressão (10 -80 bar)	Difusão	Separação de micro solutos e sais mono
Diálise (D)	Microporosa	Gradiente de concentração	Difusão	Separação de micro solutos e sais de sol. macromoleculares
Permeação Gasosa (PG)	Homogênea	Gradiente de pressão e concentração	Solubilidade/ Difusão	Separação de mistura de gases
Pervaporação (PV)	Simétrica e Assimétrica	Gradiente de concentração	Solubilidade/ Difusão	Separação de mistura de líquidos voláteis
Elétrodiálise (ED)	Homogênea ou Polímero Microporoso	Gradiente de Potencial Elétrico	Migração num campo elétrico	Separação de íons da água e solutos não iônicos

Tabela 3. Processos de separação com membranas comerciais. Fonte: Adaptado – Tese de Mestrado- Teixeira, Universidade Nova Lisboa – Lisboa, 2001

O fator de separação (seletividade) e o fluxo de permeado (J) que representa a vazão (volumétrica, mássica ou molar) do processo são empregados para avaliar os processos que envolvem permeação de líquidos em membranas. O fluxo de permeado de uma dada membrana e sua rejeição são determinados com solução de cloreto de sódio (NaCl) de concentração conhecida em pressão conhecida, normalmente em temperatura de 25°C e em

pH de alimentação de 5,0 a 7,0 até a compactação da membrana, onde, esta é exposta à solução de alimentação em alta pressão.

Esta exposição tem resultado no aumento da densidade do material da membrana, chamada de compactação consolidada. Como resultado da compactação, há redução da taxa de difusão da água e de solutos através da membrana. A pressão mais alta deve ser aplicada para se manter o mesmo fluxo de permeado. O efeito da compactação é muito significativo em membranas assimétricas de celulose e membranas de composição poliamida (BYRNE, 2002).

O escoamento de fluido através de membranas porosas (J) é diretamente proporcional à pressão aplicada ΔP e pode ser descrito pela Equação (1) (TAYLOR & JACOBS, 1996):

$$J = K \cdot \Delta P \quad (1)$$

Quando o escoamento de fluido ocorre através de membranas não porosas, ele é descrito através da Equação (2) (TAYLOR & JACOBS, 1996):

$$J = K \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (2) \text{ onde:}$$

K = permeabilidade hidráulica (característica da membrana testada);

ΔP = diferença de pressão aplicada entre os dois lados da membrana;

$\Delta \pi$ = diferença de pressão osmótica entre os dois lados da membrana.

A constante de proporcionalidade K denominada permeabilidade da membrana depende de fatores estruturais como a porosidade, número de poros e o diâmetro médio dos poros, sendo medida como o volume do líquido que passa através de uma unidade de superfície de membrana por unidade de tempo por unidade de pressão (ΔP). Para a maioria das membranas comerciais, K varia de 0,36 a 3,6 L/h.m² (kgf/cm²) (DAVIS et al., 1996). A permeabilidade, K , da membrana pode ser definida pelas Equações (3) e (4):

$$K = \varepsilon r^2 / 8\eta\tau\Delta\chi \quad (3)$$

$$K = \varepsilon^3 / P\eta S^2 (1 - \varepsilon)\Delta\chi \quad (4)$$

Esta abordagem depende do modelo escolhido e do valor estimado para os parâmetros utilizados.

A capacidade seletiva ou seletividade de uma dada membrana pode ser expressa através do coeficiente de rejeição (R), definido como o quociente da concentração do material

rejeitado no permeado dividido pela sua concentração no canal de alimentação, sendo expresso, muitas vezes, em porcentagem. A determinação deste parâmetro em sistemas de membranas é praticamente impossível, pois seria necessário medir a concentração do soluto rejeitado na faixa da subcamada laminar em contato com a superfície da membrana. Além disso, o valor exato da rejeição varia ao longo do módulo, devido à contínua remoção do líquido do canal de alimentação e ao conseqüente aumento da concentração dos materiais retidos. A rejeição de um dado soluto pode ser calculada através da Equação (5):

$$R (\%) = (C_a - C_p / C_a) = (1 - C_p / C_a) * 100 \text{ (5), onde:}$$

C_a = concentração de soluto na alimentação;

C_p = concentração de soluto no permeado.

Na prática, as rejeições de solutos em membranas indicadas pelos fornecedores, se referem sempre à rejeição medida com membranas limpas. Os mecanismos responsáveis pela rejeição de solutos em membranas de NF e OI têm sido o tema de vários estudos, pois é controverso. Apesar do mecanismo de passagem físico que domina o comportamento da rejeição de membranas de UF e MF, as rejeições dos solúveis pelas membranas de OI e NF dependem de uma maneira complexa da química dos solúveis com as interações das membranas.

A elevada concentração dos penetrantes na matriz polimérica torna o fenômeno de permeação de misturas líquidas complexo. Além do modelo de poros, alguns autores admitem que a separação das partículas ocorra fundamentalmente pelo mecanismo de absorção e difusão. Segundo este mecanismo, a separação ocorre em três etapas: absorção dos componentes no material polimérico; difusão através da membrana; dessorção para o lado de menor pressão (SUDAK, 1997).

3.4.4 Tipos de Fluxo de uma Membrana:

Uma das principais características dos processos de separação com membranas é que elas podem ser operadas em fluxo cruzado (“cross flow filtration”) e na forma clássica perpendicular (“dead end filtration”). No processo clássico (“dead end filtration”), uma solução ou suspensão de interesse é submetida à pressão contra a membrana e o permeado atravessa a membrana. Os solutos ou os materiais em suspensão são retidos, acumulando-se na interface membrana/solução e, do mesmo modo que na filtração clássica, há formação de um depósito. Nesta forma de operação, ocorre um fenômeno chamado de polarização de

concentração e, uma vez que há polarização, a concentração do soluto próximo à membrana aumenta com o tempo, tornando o modo de operação fundamentalmente transiente.

No processo em fluxo cruzado (“cross flow filtration”), a solução escoia paralelamente à superfície da membrana enquanto o permeado é transportado transversalmente à mesma. Assim é possível operar o sistema em condições de regime de transferência de massa, onde somente uma pequena fração do fluido que escoia sobre a membrana passa através dela. Mantendo-se a velocidade do fluxo através da membrana, a polarização de concentração do material retido sobre a mesma se torna contínua. Esta é a principal vantagem sobre o processo “dead end filtration”, pois, alterando-se a hidrodinâmica do escoamento da corrente de alimentação, o escoamento paralelo tende a limpar a membrana, reduzindo a tendência de formação de depósito nas superfícies das membranas.

Na Figura 4 estão ilustrados os dois tipos de operação discutidos, bem como a típica curva de fluxo permeado em função do tempo em cada caso (LYONNAISE DES EAUX, 1994).

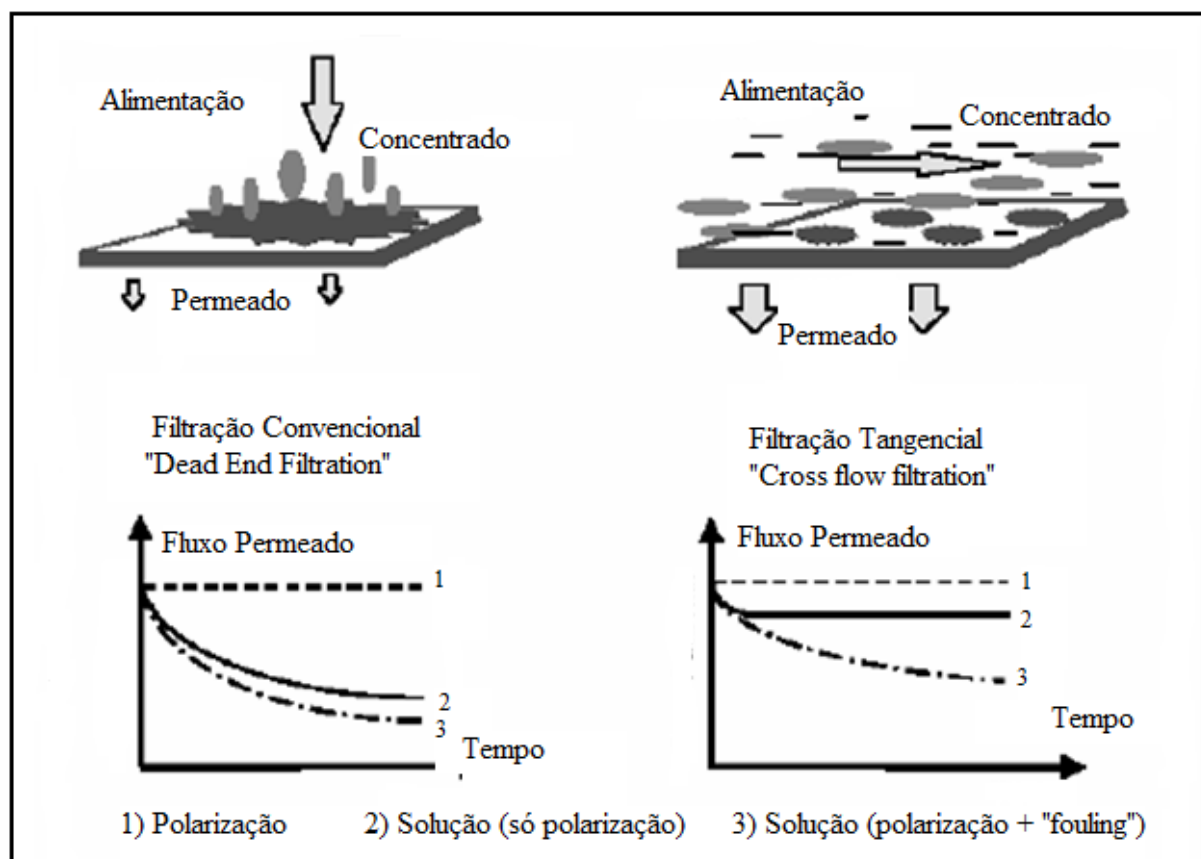


Figura 4. Comparação entre a filtração convencional (“dead end filtration”) e a filtração em fluxo cruzado (“cross flow filtration”) ou filtração tangencial. Fonte: Lyonnaise des Eaux, 1994.

3.4.4.1 Polarização de Concentração e “Fouling”:

O termo polarização de concentração se refere ao gradiente de concentração de materiais rejeitados pela membrana que se forma na camada de líquido adjacente a ela e ocorre independentemente do processo ser clássico, “dead end filtration” ou fluxo cruzado “cross flow filtration”.

A polarização de concentração é um dos principais fatores de redução de fluxo através da membrana, pois aumenta a concentração de sal na superfície da mesma, levando a um aumento da pressão osmótica na sua superfície, resultando na queda do fluxo de permeado. O fato da concentração do soluto próximo à superfície da membrana ser maior do que na solução provoca um movimento difusivo do soluto em direção ao interior da solução.

No caso da filtração clássica, mesmo ocorrendo este retorno do soluto à solução pelo mecanismo difusivo, a tendência predominante é a retenção de soluto na região próxima à membrana, aumentando a concentração na camada-limite para valores acima dos que ocorrem na zona de mistura no canal de alimentação. Conseqüentemente, se estabelece um gradiente de concentração da superfície da membrana em direção ao canal do concentrado.

Quando o sistema é operado em fluxo cruzado, é possível se obter um equilíbrio entre quantidade de soluto transportado em direção à membrana, taxa de difusão do soluto de volta ao meio e fluxo de solvente que permeia a mesma. Ou seja, para uma mesma pressão de operação, quanto maior for a velocidade de escoamento tangencial da alimentação menor será a polarização de concentração.

Além da importância da polarização de concentração na redução do fluxo de permeado ocorre, também, um fenômeno chamado “fouling” que, embora de difícil tradução, pode ser entendido como o conjunto de fenômenos capaz de provocar uma queda no fluxo de permeado. No caso de sistemas com pressão de operação constante estes fenômenos ocorrem devido à inclusão de todos os mecanismos de colmatação, ou seja, deposição de substâncias inorgânicas e orgânicas na superfície da membrana e/ou bloqueio de canais de alimentação. E em sistemas com vazão de permeado constante ocorrem devido ao aumento da pressão de

operação. Na prática, este depósito representa uma segunda membrana sobre o polímero desta, o que reduz a sua permeabilidade e modifica as suas propriedades de rejeição de sais. A extensão do “fouling” depende da natureza da solução estudada, mas depende, também, e de modo acentuado, das condições de operação do sistema em questão.

Por menor que seja, a formação de “fouling” é inevitável, e após algum tempo prejudica o desempenho da membrana e do equipamento, podendo alterar a qualidade do permeado.

A avaliação da possibilidade de formação de “fouling” é essencial em todos os sistemas que utilizam processos de separação por membranas, onde a qualidade da água de alimentação deve atender a especificações dos fabricantes. O índice mais utilizado para determinação de “fouling” é o SDI (“silt density index”).

Na Figura 5 ilustra-se o efeito da polarização de concentração e do “fouling” da membrana na variação do fluxo de permeado com o tempo. Como pode ser observado e esperado há uma redução do fluxo do permeado tão acentuada que, em alguns casos, pode inviabilizar uma dada aplicação.

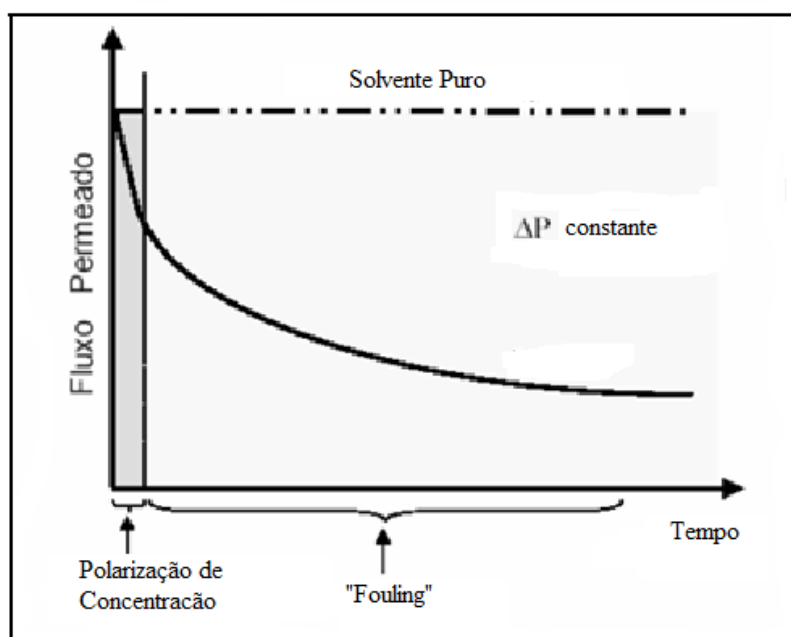


Figura 5. Queda de fluxo permeado ocasionado com o tempo pelo fenômeno de polarização de concentração e “fouling”. Fonte: Nobrega et al., 2003.

Vários métodos podem ser empregados para minimizar o efeito de redução de fluxo durante a operação com membranas. Uma regra básica de todos os fabricantes de membranas

é que os processos de limpeza devem ser realizados quando a produção de permeado diminuir entre 10% e 15% ou a pressão de operação tiver que ser aumentando entre 10% e 15% para se manter a mesma produção. Na Tabela 4 apresentam-se alguns destes métodos.

Métodos Indiretos	Métodos Diretos
Pré-tratamento (químico/filtração)	Limpeza Hidráulica ou química
Tratamento da superfície da membrana	Limpeza mecânica
Seleção de condições ótimas de operação	Melhoramento ultra-sônico
Seleção do modo apropriado de operação	Uso de partículas abrasivas

Tabela 4. Técnicas para melhorar o fluxo de permeado. Fonte: ZAIDI, et al., 1992.

3.5 Biorreator com membrana (MBR)

Os biorreatores com membranas são considerados uma tecnologia emergente com imenso potencial no tratamento de águas residuais. A tecnologia MBR oferece uma alternativa relativamente compacta às opções convencionais de tratamento de efluentes, produzindo muito pouco excesso de lodo e um efluente de alta qualidade, mesmo com taxas de cargas orgânicas altas e variáveis. As substanciais reduções de DQO e DBO e sólidos suspensos oferecem cargas de efluentes altamente reduzidas, com o potencial de despejo em rios ou até mesmo de reciclagem de água transparente e livre de bactérias.

Um benefício importante do MBR é a total retenção de todos os microorganismos, com períodos de lodo bastante aumentados, se comparado à usina biológica convencional. Isso possibilita à biomassa especializada, normalmente os organismos de crescimento mais lento, desenvolverem-se e degradarem os componentes orgânicos específicos. As membranas de filtragem aplicadas são excelentes para separar as emulsões e proteínas da água residual que retém os componentes problemáticos no MBR para uma biodegradação mais longa.

Os módulos de membrana podem ser submersos no tanque de aeração (Figura 6) ou podem ser acoplados externamente ao reator (Figura 7).

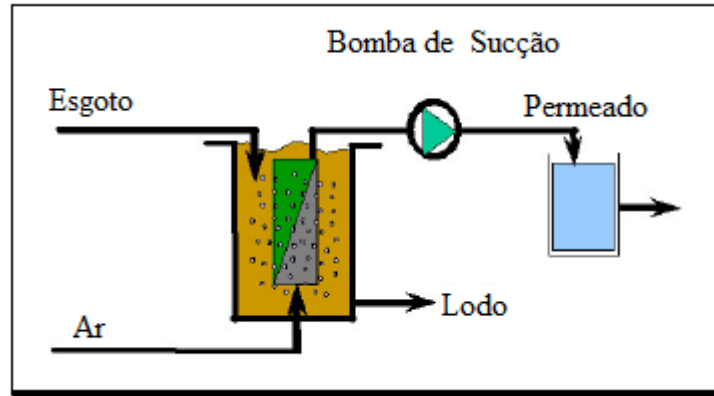


Figura 6. Módulo de Membranas Submerso no Tanque de Aeração

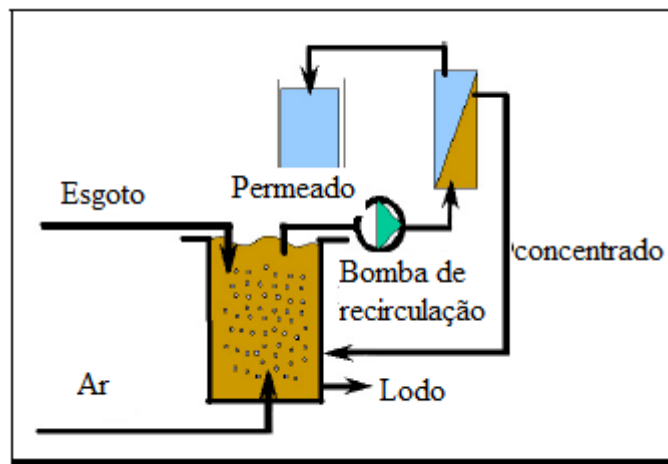


Figura 7. Módulo de Membranas Externo ao Tanque de Aeração.

O módulo externo ao reator é operado em fluxo cruzado, ou seja, a solução ou suspensão escoam paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado é transportado transversalmente a mesma. A velocidade tangencial no módulo promove a turbulência próxima à membrana necessária para arrastar as partículas sólidas que tenderiam a se depositar sobre a superfície da membrana. Nesta configuração, o permeado é recuperado normalmente por diferença de pressão positiva gerada pela vazão de circulação do lodo e por uma válvula reguladora de pressão. Pode-se também utilizar uma bomba de sucção conectada à tubulação de recolhimento do permeado, com o objetivo de aumentar o fluxo permeado.

Quando o módulo é submerso no tanque de aeração, a turbulência para minimizar o depósito de partículas na superfície da membrana é promovida pela aeração do sistema, que gera um efeito similar ao do fluxo cruzado. O permeado é obtido por uma diferença de

pressão provocada pela coluna de líquido no interior do reator e/ou aplicando-se vácuo no lado do permeado. O permeado pode ser recuperado também por pressurização do biorreator.

Cada configuração possui suas vantagens e desvantagens. O MBR com módulo externo tem maior flexibilidade operacional, apresentando, em geral, maiores fluxos que a configuração com módulo submerso. Porém, esta configuração apresenta custo energético elevado. Segundo GANDER e colaboradores (2000), a configuração com módulo externo ao biorreator (módulo tubular) gera um consumo de energia cerca de duas ordens de magnitude mais alto que o módulo submerso, devido à necessidade de elevadas velocidades tangenciais do lodo no módulo. CÔTÉ et al. (1998) mencionaram que MBR com módulo externo têm um consumo de energia de 2 a 10 kWh/m³ de permeado produzido, dependendo do diâmetro interno dos canais utilizados (considerando módulos tubulares). Já os MBR com módulos submersos têm um consumo de energia de cerca de 0,2 a 0,4 kWh/m³ de permeado produzido.

Na configuração com módulo submerso, se a concentração de sólidos suspensos for muito alta, a aeração pode não ser suficiente para promover adequadamente a turbulência necessária para minimizar a deposição de partículas sobre a membrana. A aeração nesta configuração costuma ser realizada nas regiões próximas aos módulos de membrana por bolhas grandes ou médias e, quando necessário, difusores de bolhas pequenas são acrescentados no restante do tanque.

Ressalta-se que o módulo de membranas submerso apresenta em geral fluxo permeado menor que o módulo externo devido à pressão transmembrana ser limitada nesta configuração e ao mecanismo de limpeza não ser tão eficiente. É mais fácil ocorrer a deposição de uma camada de espessura fina sobre a superfície da membrana (BAI & LEOW, 2002). Com isso, maior área de membrana costuma ser necessária, implicando no aumento dos custos para implantação da estação de tratamento de esgotos (ETE) e para troca dos módulos.

3.5.1 Vantagens e Desvantagens Sobre o Processo de Lodos Ativados Convencional (LAC)

O processo de membranas acoplado ao tanque de aeração não somente elimina a necessidade do decantador secundário para separação sólido-líquido, como também funciona como uma unidade de tratamento avançado para a remoção de bactérias coliformes e sólidos suspensos, os quais não são removidos completamente pelo processo de lodos ativados

convencional (YOON et al., 2004). Sejam quais forem as condições de operação, o efluente não apresenta problemas para separação sólido/líquido, pois toda a biomassa pode ser retida.

A completa retenção do lodo pelas membranas possibilita a manutenção de uma elevada concentração de sólidos suspensos no biorreator, o que leva a um aumento da idade do lodo e baixa relação alimento por microrganismo (A/M). Trabalha-se, portanto, com reduzida carga orgânica por unidade de biomassa. Nestas condições, prevalecem as características da fase de respiração endógena, em que as bactérias são forçadas a utilizar seu próprio protoplasma celular como fonte de substrato. A baixa relação A/M possibilita a redução do tempo de detenção hidráulica (TDH). Quanto menor a relação A/M, maior a eficiência de biodegradação e menor a produção de lodo. Elevadas concentrações de sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA) em geral não são possíveis no processo de lodos ativados convencional, pois, para manter a qualidade do efluente tratado, seria necessária maior área de decantação, o que aumentaria o custo de implantação da ETE e a área necessária para instalação do processo.

A elevada idade do lodo garante sua maior digestão nestes processos. CHOI et al. (2002) citam que a quantidade de lodo gerada é cerca de 50% menor que no processo de lodo ativado por aeração prolongada (LAAP). Segundo os autores, há uma diminuição da atividade do anabolismo, sendo a matéria orgânica usada principalmente para manutenção celular e não para formação de material celular.

Poucas pesquisas estão disponíveis sobre as características do lodo em excesso gerado no MBR. Sabe-se que o lodo é mantido em alta concentração (em geral acima de 10.000 mg/L) e a idade de lodo é elevada (normalmente mantida entre 30 - 60 dias), características de um processo de aeração prolongada. No processo de aeração prolongada, o lodo final é altamente mineralizado, sem odor, o que permite que o digestor anaeróbio seja suprimido e que o lodo em excesso seja simplesmente desidratado e disposto em aterro ou utilizado como adubo. Pesquisas para investigar melhor as características do lodo de MBR seriam bastante úteis, pois permitiriam verificar se estas se aproximam das características dos processos LAC ou LAAP.

Como grande parte dos usos da água, principalmente em grandes centros urbanos, destina-se a usos não potáveis (lavagens de pisos e equipamentos, descargas sanitárias, lavagens de ônibus e trens, na construção civil, irrigação de áreas verdes), o efluente de MBR, além de atingir os padrões de lançamento de efluentes estabelecidos pelas legislações, pode

servir de água de reúso. Mesmo com sobrecargas, a qualidade do efluente se encontra sempre dentro dos padrões pré-estabelecidos, sendo possível inclusive a desinfecção do efluente.

Uma das grandes vantagens dos MBR é a viabilização de sistemas compactos de tratamento de esgotos. Os módulos de membrana substituem os decantadores secundários, podendo substituir também os decantadores primários, ocupando uma área muito menor para tratar a mesma vazão. Uma vez que o reator é operado com concentrações de SSTA bem mais elevadas, mantendo-se a relação alimento por microrganismo fixa, o volume necessário para o tanque de aeração também pode ser diminuído, resultando numa redução significativa da área destinada à ETE e dos custos com obras civis. Em locais com áreas disponíveis reduzidas para a instalação do tratamento ou em que o terreno é muito valorizado, esta solução garante um tratamento eficiente e compacto.

Os picos de carga orgânica e as cargas com toxicidade se fazem sentir com mais amenidade, devido à elevada concentração de lodo mantida no tanque de aeração. Ainda, seja pela maior agitação, nos sistemas com módulo submerso, seja pela velocidade tangencial, nos sistemas com módulo externo, os flocos apresentam menores dimensões, de forma que a área superficial disponível em contato com a matéria orgânica é maior, possibilitando aos microrganismos metabolizar e adsorver maior carga orgânica.

Macromoléculas de lenta degradação têm maior chance de serem degradadas, devido à maior concentração de microrganismos especialistas, à diminuição do tamanho destas moléculas, devido à tensão cisalhante, e ao contato por mais tempo com a biomassa no tanque de aeração. A seleção dos microrganismos presentes no sistema não é dependente de sua habilidade em formar flocos e sedimentar.

O uso de membranas é uma ferramenta bastante útil para ampliar a capacidade de ETE. Os módulos de membranas podem ser submersos tanto em decantadores secundários, como em tanques de aeração de ETE já existentes. Desta forma, a estação pode ser operada com concentração de biomassa mais elevada, aumentando efetivamente sua capacidade de tratamento.

A estratégia de adição de módulos de membranas para melhorar a qualidade do efluente foi citada por BUISSON et al. (1998). Os autores propuseram que módulos de membrana fossem submersos no tanque de aeração, que o tanque de armazenamento de lodo da ETE original fosse usado como um reator anóxico para remoção de nitrogênio e que o

decantador secundário original passasse a funcionar como tanque de armazenamento de lodo. Com esta configuração, a ETE modificada poderia atingir os novos padrões de lançamento de efluentes e suportar as condições de vazão de pico.

Como estes sistemas podem ser instalados em locais fechados, não há problemas de geração de odor, nem de poluição visual.

Para o tratamento de vazões acima da capacidade da estação, é possível modificar as condições de operação de forma a obter maior fluxo permeado ou pode-se manter módulos reserva, usando-os apenas nos momentos de pico de vazão. Quando a vazão de operação for menor que a de projeto, módulos podem ser bloqueados.

Esta tecnologia é considerada por muitos como complexa, cara, pouco testada e viável somente em pequenas estações. Porém, existem biorreatores com membranas em operação a cerca de oito anos, o que tem demonstrado a confiabilidade deste processo e sua fácil operação (CHURCHHOUSE & WILDGOOSE, 1999). Os defeitos em membranas são bastante raros, podendo ser facilmente detectados durante a operação. Os sistemas são construídos de modo que, ao ser detectada alteração na qualidade do permeado (podendo-se adotar como parâmetro básico para esta análise a cor ou a turbidez do permeado), o módulo danificado é bloqueado, de forma que o sistema possa continuar a operar com os outros módulos e, assim que realizada a manutenção no módulo com defeito (ou se necessário, este pode ser trocado), o módulo é desbloqueado, voltando a fazer parte do sistema em operação.

Embora MBR venham sendo bastante empregados, a queda no desempenho da membrana, devido à polarização de concentração e ao “fouling”, ainda é o maior obstáculo para difundir a aplicação desta tecnologia em escala comercial. Assim, muitas pesquisas ainda devem ser desenvolvidas para que seja possível compreender melhor o comportamento das membranas e minimizar os efeitos do “fouling”.

3.5.2 O Mercado de Membranas

Smith e colaboradores foram os primeiros a descrever, em 1969, o uso de membranas de filtração substituindo os decantadores secundários no processo de tratamento de esgotos por lodos ativados. A primeira aplicação de reatores biológicos aeróbios associados a módulos de membrana em escala comercial ocorreu na América do Norte, no final dos anos 70, e depois no Japão, no início dos anos 80. Até meados dos anos 90, a tecnologia do tratamento

de esgotos por processos biológicos aeróbios associados a membranas ainda não havia sido introduzida na Europa (STEPHENSON et al., 2000). Porém, nos últimos anos houve uma grande evolução não só no número de estações que utilizam MBR, como também na capacidade destas estações (CHURCHOUSE & WILDGOOSE, 1999). Só a empresa Kubota, uma das principais neste ramo, possui mais de 1.200 ETE em operação ou em construção (dados de outubro de 2003, CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004).

MBR já são aplicados para o tratamento de vários tipos de efluentes, como esgotos domésticos, chorume, efluentes de cervejaria, de laticínios, da indústria farmacêutica e de navios.

Estes sistemas vêm sendo adotados também para o pré-tratamento de água do mar, sendo o permeado encaminhado para o processo de osmose inversa (OI). A melhor qualidade do efluente gerado pelo MBR resulta em fluxos mais elevados na osmose inversa e em intervalos maiores entre ciclos de limpeza química. VISVANATHAN et al. (2002) desenvolveram um estudo para avaliar, entre algumas alternativas, o pré-tratamento mais adequado para eliminar o problema do “biofouling” em processos de osmose inversa visando o tratamento de água do mar e concluíram que o MBR foi o sistema mais adequado. O pré-tratamento por MBR resultou em um fluxo permeado no sistema de OI de aproximadamente 300% do valor obtido no mesmo sistema quando a água do mar não foi pré-tratada por MBR.

Os módulos de membrana vêm sendo usados não só para substituir a função dos decantadores, como também dos difusores. Por exemplo, módulos submersos no tanque de aeração podem ser operados com a seguinte função: enquanto o permeado é extraído por um módulo, o outro é alimentado com ar comprimido para a realização de retrolavagem. Desta forma, não só a eficiência de transferência de oxigênio é elevada, como também é realizada uma limpeza freqüente da membrana.

Como os custos das membranas são praticamente proporcionais à capacidade volumétrica da estação, a redução nos custos com aumento da escala é menor proporcionalmente que para estações convencionais de tratamento, cujos custos são principalmente gerados pelas grandes construções civis. Assim, processos convencionais apresentam, em geral, custo menor para instalação de grandes estações de tratamento. Porém, se padrões mais restritivos precisarem ser atingidos ou se a área para a construção da ETE é restrita, MBR são uma solução efetiva, sendo considerados para estações de tratamento com capacidade acima de 50.000 m³/d (2.083 m³/h).

No caso da aplicação de MBR em locais ainda sem sistema de coleta e tratamento de esgotos, sua instalação pode ser vantajosa se for aproveitado o menor custo de instalação desta tecnologia para ETE de pequena capacidade, instalando estes sistemas de forma descentralizada, minimizando também os investimentos elevados em rede coletora.

DAVIES et al. (1998) avaliaram os custos de implantação e operação (num horizonte de 25 anos) para estações de tratamento de esgotos com tratamento por LAC e MBR (com módulo submerso). A análise foi realizada para ETE com vazões máximas de 58 m³/h (vazão média de 27 m³/h, população equivalente = 2.350 habitantes) e 938 m³/h (vazão média de 438 m³/h, população equivalente = 37.500 habitantes). Não foram incluídos nos custos: prédios, estradas de acesso, cercas, bombas de transferência, estações elevatórias, tanques de armazenamento, disposição do lodo e telemetria. Taxas de licenciamento e seguro também não estão incluídos. Os custos com decantador primário para a ETE de menor capacidade com LAC não foram considerados na análise de custos. Foi considerada a troca de módulos a cada sete anos.

Os autores concluíram que o custo da estação com tratamento por LAC é 1,6 vezes maior que o custo para a ETE com MBR, para uma capacidade de tratamento máxima de 58 m³/h. Porém, para a ETE com capacidade máxima de 938 m³/h, o custo da ETE com LAC equivale a 0,54 vezes o custo da estação com MBR.

Para os autores, estações com biorreatores com membranas são economicamente competitivas com estações de lodos ativados convencional para capacidade de tratamento de até 500 m³/h. Os autores ressaltam porém que, como os custos das membranas vêm reduzindo, esta tecnologia deverá, no futuro, se tornar mais competitiva para ETE de maior capacidade.

Atualmente as empresas de maior expressão no mercado mundial de MBR são a Zenon Environmental Inc. e a Kubota. Porém, há outras empresas, como a Wehrle Werk A. G., Orelis & Mutsui Chemicals, Degremont, US Filter, entre outras.

3.5.3 O princípio de funcionamento do comportamento do MBR a vácuo com o módulo submerso e externo ao tanque anaeróbico

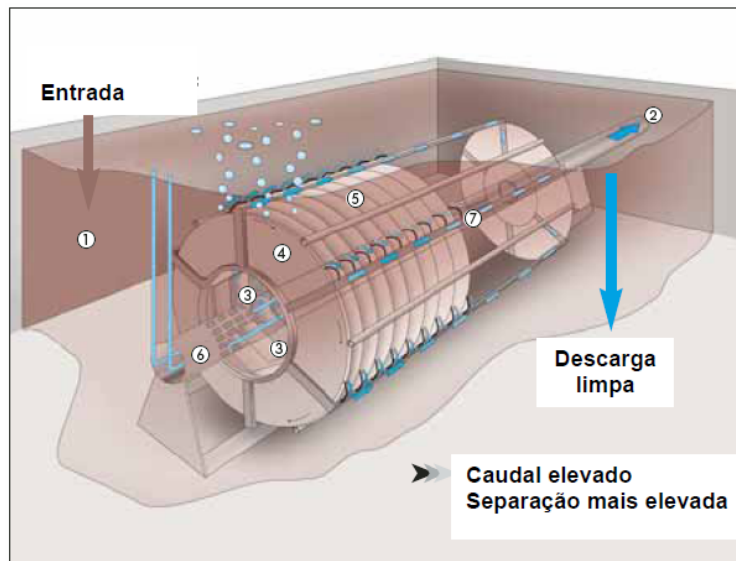


Figura 8. Diagrama do processo na membrana de ultrafiltração

1. Tanque do reator ou câmara de filtração
2. Descarga membrana
3. Recolha de permeado do permeado
4. Entrada do ar de lavagem
5. Módulo de membrana
6. Segmento de

A unidade completa do MBR a vácuo está integrada numa estrutura de suporte e pode ser submersa diretamente no tanque anaeróbio (1) ou é instalada numa câmara de filtração separada. A técnica é constituída por um veio oco (6), à volta do qual (segundo o modelo) módulos UF (ultra filtração) são ordenados a uma distância pré-definida.

A água residual tratada biologicamente é aspirada através das membranas por meio da diferença de pressão transmembrana com tamanho de separação molecular na faixa de kDa, antes de ser conduzida para a descarga (2) através da recolha de permeado (7).

Para prevenir a formação de uma camada de cobertura e como consequência à diminuição do teor do caudal enquanto o componente líquido da mistura de lodos ativados atravessa a membrana, é criado um caudal cruzado na superfície da membrana.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo é descrita a metodologia experimental empregada no desenvolvimento do presente trabalho. Para a realização do mesmo foram desenvolvidas atividades experimentais durante o acompanhamento de um biorreator com membranas de ultrafiltração a vácuo tratando águas residuárias municipais da cidade de Garching, localizada no estado da Bavária, sul da Alemanha pelo período que compreende de julho de 2008 à dezembro de 2009 utilizando o efluente pré-tratado pelo processo de lodos ativados. Nos ensaios variaram-se as condições de funcionamento e realizaram-se também análises laboratoriais.

O efluente foi coletado da Estação de Tratamento de Esgoto de Garching, a qual é do tipo Lodo Ativado, modalidade aeração prolongada, projetada para a eliminação de poluentes biodegradáveis de origem doméstica.

A parte experimental da pesquisa foi desenvolvida junto ao Instituto de Controle e Qualidade da água da Universidade Técnica de Munique – Alemanha. As análises e exames laboratoriais foram realizadas nos laboratórios do mesmo instituto. Os métodos adotados para análise dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento também são descritos neste capítulo.

4.1 Piloto das Membranas

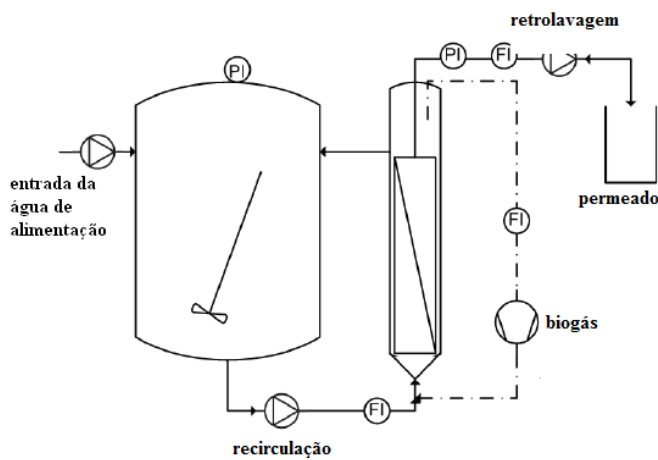


Figura 9: Foto da planta piloto do biorreator com membranas de ultrafiltração a vácuo em escala piloto desenvolvida pelo Instituto de Controle e Qualidade da Água da TUM

Esta planta consistiu em um biorreator anaeróbico com a membranas de ultra filtração a vácuo imersas em uma câmara externa trabalhando com volume de 1m³ e com 0,23 m³ de espaço adicional para gás. O sistema foi equipado com 9 membranas de polisulfona (folhas planas) que possuem um peso molecular de corte de 150 kDa, produzidas pela empresa Hans Huber AG, da Alemanha.

4.1.2 Características da Membrana utilizada

Para o cálculo dos parâmetros de trabalho é necessário conhecer as características da membrana que são colocadas a seguir:

- Tipo de Membrana: 9 folhas planas de polisulfona
- Φ de canal de vácuo: 8,0 mm;
- Área de filtragem da Membrana (comprimento de 1 m): 3,5 m²

A vazão no filtrado é calculada como mostrado a seguir:

$$Q \text{ (L/h)} = \text{Vol (L)} / t \text{ (h)}$$

$$QF \text{ (L/m}^2\text{.h)} = Q \text{ (L/h)} / AF \text{ (3,5 m}^2\text{)}$$

Onde:

$$QF = \text{Vazão de Filtrado (L/m}^2\text{.h)}$$

4.1.3 Modo de Operação

O reator anaeróbio foi continuamente alimentado com água residuária municipal mecanicamente filtrada com uma peneira de 1 milímetro de diâmetro. O tempo de retenção hidráulica (TRH) foi de 2,4 dias. O líquido a ser separado foi bombeado pelo interior da câmara externa que contém a membrana onde uma parte do líquido passou como filtrado (permeado) e o remanescente (retido) é retornado ao reservatório anaeróbio.

As concentrações de sólidos suspensos no reator variaram de 12 a 33 g/L. A filtração assim como a retrolavagem do sistema foram realizadas com uma bomba de parafuso ajustável excêntrica (Netschpumpen, Alemanha). A pressão transmembrana (PTM) e a vazão volumétrica foram registradas on-line. A operação foi controlada por um controlador lógico programável (CLP), que permite uma completa automatização da operação das unidades independentes.

A fim de controlar a deposição das partículas na superfície da membrana diferentes abordagens foram estudadas. Diferentes fluxos foram combinados para verificar o efeito da pressão transmembrana (PTM). A mistura do biorreator anaeróbio foi bombeada até o módulo da membrana por uma bomba parafuso (Seepex, Alemanha). Além disso, o biogás produzido a partir da cabeça do bioreator foi recirculado por meio de um compressor de gás (KNF, Alemanha). O biogás produzido a partir de reator foi extraído por meio de uma bomba a vácuo conectada a um tambor para uma câmara de gás (Apparatebau Ritter, Alemanha). A composição do biogás foi analisada quanto às concentrações de CH₄ e CO₂, O₂, H₂S e H₂ (Awite Bioenergia, Alemanha). Sensores ópticos de absorção infravermelho foram utilizados para a quantificação das concentrações de CO₂ e CH₄ e sensores eletroquímicos para as concentrações de O₂, H₂S e H₂.

4.1.4 Condições Operacionais

Para atingir os objetivos propostos nesta pesquisa, foram desenvolvidas várias atividades experimentais, destacando-se o acompanhamento na operação do piloto. Para isso, foi desenvolvido um protocolo experimental das condições operacionais em função da temperatura e da concentração de sólidos totais no biorreator anaeróbio(ST):

1) No dia 1º de julho foi realizada a inoculação do lodo e para aclimação do mesmo manteve-se o reator em temperatura ambiente até o dia 30 de setembro. A temperatura média neste caso foi de 24°C, mas ocorreu uma diminuição na concentração de sólidos totais.

2) A partir do 30 de setembro, foram introduzidos nutrientes (uma mistura de glicose + etanol) para que a DQO de do influente atingisse uma concentração de 700mg/L e não ocorresse mais a diminuição dos ST no reator. Além disso o reator começou a operar em condições mesófilas (temperatura média 37°C).

4.1.5 Testes e análises

Durante todo o período foram realizadas análises químicas e morfológicas, as quais são listadas nos itens a seguir.

- Estabelecimento de valores ótimos para alguns parâmetros operacionais (como por exemplo pressão transmembrana gerada pelo líquido, período entre retrolavagens e duração da mesma), visando a obtenção de um fluxo permeado estável ao longo do tempo;
- Avaliação da influência da concentração de sólidos suspensos no tanque anaeróbio sobre o valor do fluxo permeado recuperado;
- Avaliação da qualidade do permeado obtido, principalmente sob o aspecto de contaminação fecal;
- Avaliação do comportamento das membranas ao longo do tempo com o sistema operado em modo contínuo;
- Verificação da eficiência do procedimento de limpeza;
- Avaliação do biogás produzido.

4.1.5.1 Testes sobre a taxa de cisalhamento produzida pelo lodo de recirculação

Foram feitos testes para saber qual a taxa de cisalhamento produzida pelo lodo de recirculação mediante a variação do fluxo.

4.1.5.2 Avaliação da qualidade da água de alimentação

Diariamente coletavam-se amostras homogeneizadas de um período de 24hs para avaliar a qualidade da água de alimentação. Todas as análises eram realizadas em duplicata ou triplicata e calculadas as médias.

4.1.5.3 Avaliação da qualidade do Permeado

Também coletavam-se diariamente amostras após o processo de ultrafiltração para avaliar a qualidade do permeado, sendo com estas realizadas as mesmas análises da água de alimentação.

4.1.5.4 Avaliação da qualidade do permeado ao longo do tempo

Este ensaio teve como objetivo coletar amostras do permeado em diferentes tempos do dia para verificar se a qualidade do permeado permanece constante ao longo do tempo. Os parâmetros utilizados foram: $P = \text{até } 0,25 \text{ Bar}$ e $Vel = 1,93 \text{ m/s}$. As coletas para avaliação dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos foram realizadas em intervalos de uma hora durante 24hs.

4.1.5.5 Método de Limpeza das Membranas

A inovação do sistema em estudo que será apresentado é o novo sistema de lavagem eficiente e variável nas superfícies das membranas e a isenção total de uma lavagem periódica de retorno. O princípio da limpeza da membrana consiste na utilização de ar dirigido ou gás sparging ao longo das membranas, com a rotação simultânea das membranas no reator. Nesse processo apenas um único segmento de membrana deve ser limpo com intensidade alta, com custos de energia mínimos.

4.1.5.6 Métodos de Análises e Equipamentos utilizados para determinar as características do efluente

Os seguintes parâmetros químicos foram determinados diariamente a fim de monitorar as condições do reator piloto: demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), pH, turbidez, e temperatura (T). Além disso, uma amostra foi colhida semanalmente para análise da demanda bioquímica de oxigênio (DBO), fósforo total (TP), fosfato, nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio amoniacal. Os métodos de análise, foram seguidos de acordo com a norma alemã de métodos para a análise da água, águas residuais e de lodos DEV,1993).

Além disso, como indicadores da capacidade de desinfecção do reator, foram realizadas análises semanais de coliformes totais, coliformes fecais, enterococos e enterococos intestinais na água de alimentação do bioreator e permeado.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Sobre a membrana de ultrafiltração a vácuo

5.1.1 Desempenho geral da membrana

A filtração foi o foco principal de estudo da membrana. Cada ciclo consistiu em permeação durante 300 s, com uma velocidade de fluxo cruzado, como resultado da recirculação de lodos, de $0,026 \text{ m.s}^{-1}$ e retrolavagem durante 60 s, a uma velocidade de gás sparging (jato de ar dirigido) de 56 m.h^{-1} .

Os tempos de permeação e retrolavagem foram mantidos sempre os mesmos, mas diferentes fluxos de filtração foram testados, com objetivo de testar a taxa de carregamento orgânico (TCO).

Na figura abaixo são apresentados os valores médios diários da PTM, assim como a média diária do fluxo da membrana no período de julho a novembro de 2008. É evidente que enquanto foi utilizado um fluxo de $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, o valor da PTM é mantido praticamente constante durante um mês e meio. Após isto foram testadas maiores taxas de fluxo. Quando aumentou-se para $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ($14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ valor fixado, em média valor $12,5 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$), foi observado um aumento inicial da PTM, no entanto após duas semanas mantido o fluxo de $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, os valores da PTM aumentaram a ponto de ameaçar a integridade da membrana. Por esta razão, o fluxo foi diminuído para $6 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ durante 4 dias, esta estratégia diminuiu a PTM e o fluxo foi aumentado novamente para $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Como após este procedimento a PTM continuou a aumentar foi realizada uma limpeza química especial no dia 13 de outubro. A limpeza da membrana foi realizada de acordo com o protocolo da empresa HANS HUBER (fabricante da membrana), que consistia em uma limpeza física e química com hipoclorito e ácido cítrico. Após isso, a mesma membrana foi reinstalada. Os resultados após a limpeza indicaram que a PTM permaneceu constante a um fluxo de $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ o que confirma que a limpeza da membrana foi eficaz.

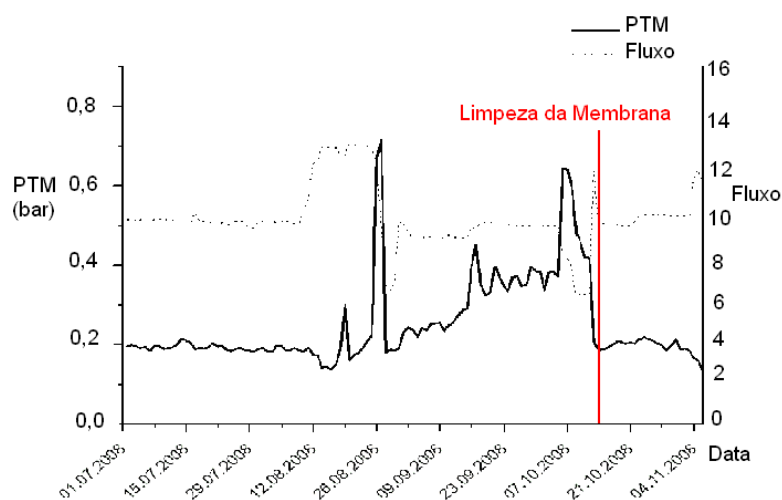


Figura 10. Pressão transmembrana e Fluxo na filtração de julho a novembro

Para obter resultados comparáveis com outras fontes de literatura, é conveniente uma avaliação da permeabilidade da membrana. Durante o período experimental, a temperatura não foi constante. Por conseguinte, a permeabilidade foi corrigida por impactos ocasionados pela temperatura e viscosidade (Judd, 2006).

$$\text{Permeabilidade} = (n.\text{Flux}) / \text{TMP (modificada a partir de Judd, 2006)}$$

Onde n é a viscosidade do permeado (calculada como a água para a viscosidade correspondente a dada temperatura). Além disso, a concentração de sólidos totais no biorreator anaeróbio (ST) é incluída na figura abaixo.

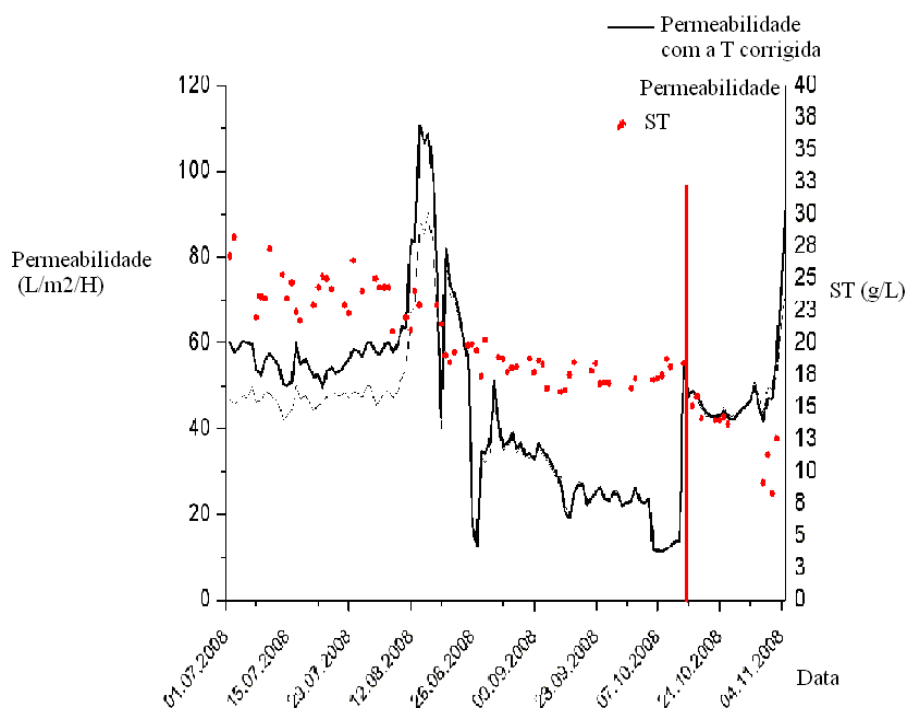


Figura 11. Média diária de permeabilidade e concentração de ST de julho a novembro de 2008.

Como mostrado na figura anterior, a permeabilidade das membranas foi quase constante no início do período experimental. Um eventual aumento ocorreu quando houve aumento do fluxo de até $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, mas após duas semanas houve uma diminuição global de permeabilidade da membrana. Isto pode ser devido a um aumento na concentração dos sólidos, mas, como também se pode observar, a concentração de ST diminuiu ao longo do período experimental. Depois de diminuir o fluxo, a permeabilidade é parcialmente recuperada. No entanto, como foi observado na Figura 10, uma diminuição na permeabilidade não pôde ser evitada. Esta foi quase completamente recuperada somente após a limpeza da membrana. No que diz respeito à concentração de ST, pode-se concluir que o abastecimento regular com água residuária municipal para o reator anaeróbio em questão não foi suficiente para manter as concentrações testadas a partir de 12 g/L de até 33 g/L , estas somente foram mantidas diminuindo o volume de lodo no reator e incorporando uma solução nutritiva de glicose com etanol.

Na Figura 12 é apresentada a permeabilidade em um fluxo de $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, quando, sem qualquer alteração no parâmetros operacionais, ocorreu uma queda de permeabilidade.

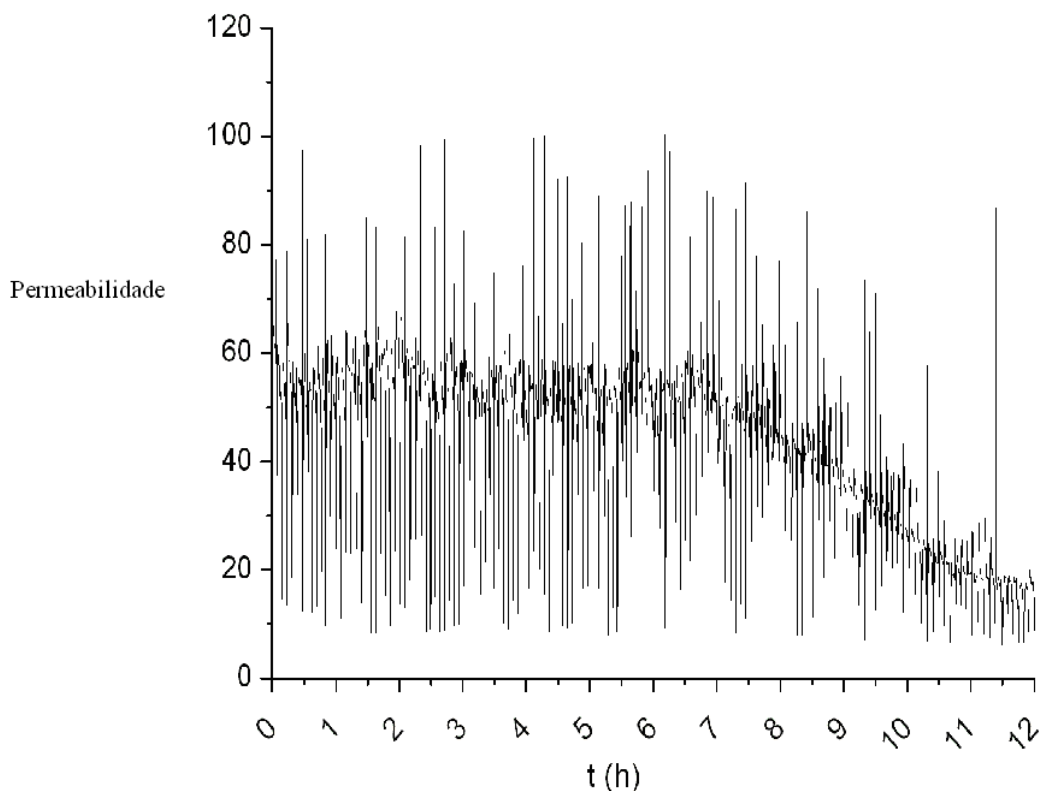


Figura 12. Permeabilidade (T corrigida) em um fluxo de $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ST = 25 g / L.

Uma permeabilidade média inicial de $55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, que tinha durado quase duas semanas pode ser observada. Em seguida, ocorreu uma súbita queda de até $22 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. A perda da permeabilidade poderia ser parcialmente explicada com uma queda da velocidade do gás sparging. Embora a bomba de gás sparging foi definida para a sua capacidade máxima, muitas vezes, a velocidade diminuiu ocasionada pelo vácuo no reator.

Com os resultados atuais, pode-se resumir que a filtração de alto fluxo é possível, e o fluxo de $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ deve ser assumido como um pico do fluxo (apenas durante períodos de tempo limitado de horas) e não como um fluxo operacional normal. O fluxo operacional de $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ demonstrou ser sustentável a longo prazo. Com o intuito de evitar perdas de permeabilidade, um gás sparging ou jato de ar dirigido deve ser aplicado não só durante a retrolavagem, mas também durante a filtração.

5.2. Outros experimentos realizados com a membrana

5.2.1. Efeito da velocidade de fluxo lateral ou cruzado (FC)

Na figura 13 é apresentado o efeito do FC, como resultado da recirculação do lodo quando filtrado em um fluxo de $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ é aplicada uma velocidade de gás sparging de 56 L/h durante a filtração e retrolavagem. Pode-se observar que a aplicação de um FC não melhora o perfil da PTM. A PTM possui valor médio 0,211 bar com FC, e 0,218 bar sem FC. Como resultado, pode-se supor que o FC, como resultado da recirculação do lodo não é necessário para a filtração quando um gás sparging velocidade também é aplicado.

No entanto, todos os experimentos foram realizados com a bomba de recirculação de lodo em operação, uma vez que essa é necessária para alimentar a membrana do reator.

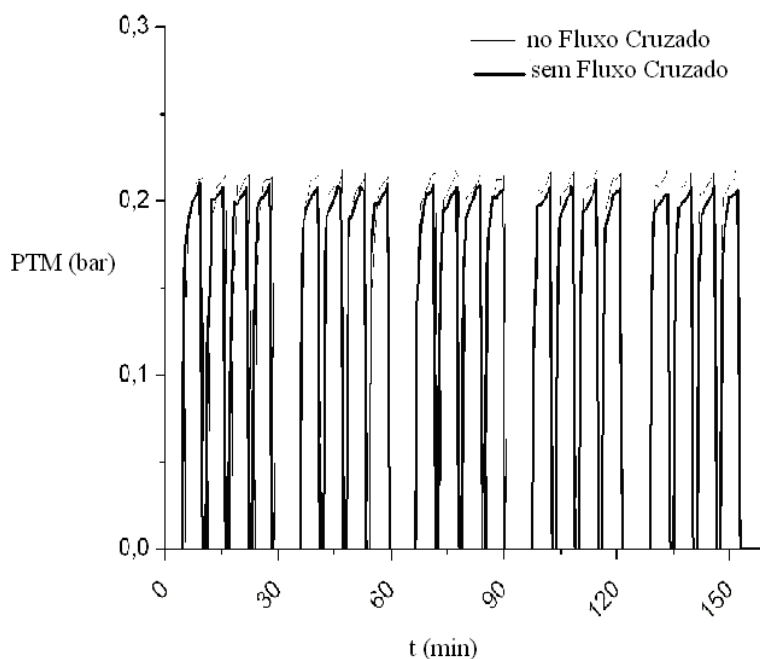


Figura 13. Efeito do Fluxo Cruzado como resultado da recirculação do lodo. ST = 25 g / L e fluxo $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$

5.2.2 Efeito do aumento do fluxo

Nas figuras seguintes é apresentada a filtragem em diferentes fluxos numa mesma concentração de ST. A partir de ambos os números pode-se observar que não ocorre um aumento significativo da PTM. Como resultado, e, como mencionado anteriormente, uma filtração de maior fluxo é possível a curto prazo. No entanto, como tem sido observado

durante um tempo de filtração em um fluxo de alimentação $14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, é esperada uma queda de permeabilidade a longo prazo

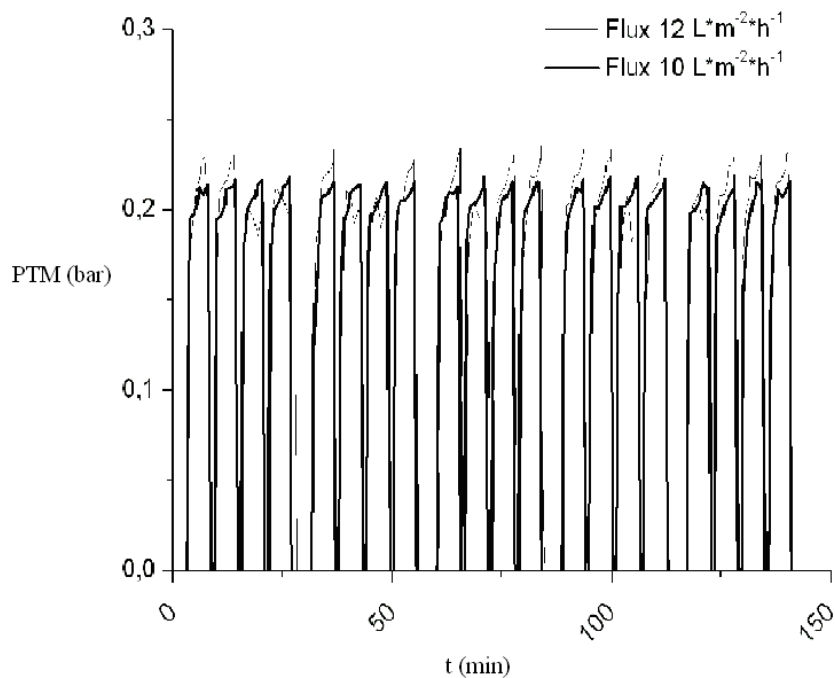


Figure 14. Efeito do fluxo na PTM. ST = 25 g/L.

5.2.3 Limpeza da Membrana

Na figura seguinte é apresentada a filtração de água deionizada em diferentes fluxos depois da limpeza da membrana.

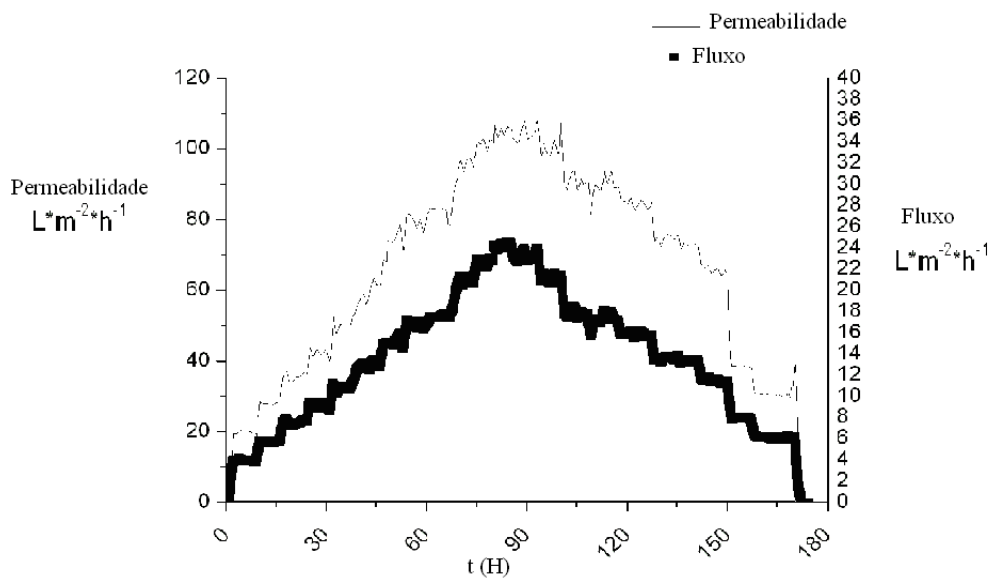


Figura 15. Permeabilidade das membranas após a limpeza com água deionizada

Esperava-se com isto comprovar que a constante de permeabilidade deveria aumentar proporcionalmente ao aumento do fluxo, conduzindo assim a um valor constante de permeabilidade.

5.2.4 Desempenho do Sistema Completo

Depois de ter encontrado uma estratégia de longo prazo de operação, a concentração de SST foi fixada em 25 g L^{-1} . A média de valores para avaliar o desempenho biológico estão apresentados na Tabela 5 e 6.

	SST (mg/L)	DQO total (mg/L)	DQO filtrada (mg/L)	TKN (mg/L)	Fósforo Total (mg/L)	$\text{PO}_4^{3-} - \text{P}$ (mg/L)
Água de alimentação	121	658	255	65	8.6	8.1
Permeado	13	111	106	52	6.5	6.2

Tabela 5. Concentração média de alguns parâmetros químicos na água de alimentação e no permeado.

		Coliformes Totais (NMP/mL)	Coliformes Fecais (NMP/mL)	Enterococos Totais (cfu/100 mL)	Enterococos Intestinais (cfu/100 mL)
T = 24°C	Influente	$4 \cdot 10^5$	10^5	$5.6 \cdot 10^6$	$5.3 \cdot 10^6$
	Permeado	5	2	67	12
	Lodo	$9.3 \cdot 10^4$	$2.1 \cdot 10^4$	$3 \cdot 10^6$	$2.8 \cdot 10^6$
T = 37°C	Influente	$4.6 \cdot 10^5$	$1.3 \cdot 10^5$	107	$1.4 \cdot 10^6$
	Permeado	5	5	132	50
	Lodo	$1.5 \cdot 10^5$	$1.5 \cdot 10^5$	$3 \cdot 10^6$	$2.2 \cdot 10^6$
T = 24°C * (com adição de nutrientes)	Influente	$6.2 \cdot 10^5$	$1.3 \cdot 10^5$	$9.1 \cdot 10^3$	$8.4 \cdot 10^3$
	Permeado	56	55	542	507
	Lodo	$5.5 \cdot 10^5$	$2.3 \cdot 10^5$	$4.4 \cdot 10^4$	$4 \cdot 10^4$
T = 37°C (com adição de nutrientes)	Influente	$4 \cdot 10^5$	10^5	$5.1 \cdot 10^6$	$4.9 \cdot 10^6$
	Permeado	4	2	59	10
	Lodo	$9.6 \cdot 10^4$	$1.9 \cdot 10^4$	$3 \cdot 10^6$	$2.5 \cdot 10^6$

Tabela 6. Concentração média de indicadores patógenos na água alimentação e permeado

*Nota-se que os valores em 24 °C com adição de nutrientes são muito altos, talvez devido a uma possível contaminação da amostra, uma vez que na próxima amostra, os valores são novamente mais baixos.

Como pode ser visto na tabela 5, uma eficiência de 83% de remoção de DQO foi alcançada e a eficiência na remoção de patógenos é típica no âmbito de aplicação das membranas de ultrafiltração (Judd, 2006). O sistema produz um efluente higienizado, que é rico em nutrientes adequados para irrigação. Mas em comparação com outras pesquisas (Beaubien et al., 1996; Wen et al., 1999), era esperada que a remoção de DQO fosse mais alta. Essa menor eficiência de remoção poderia ser explicada por uma diminuição da atividade metanogênica devido a taxas de cisalhamento produzida pela bomba de recirculação (Brockmann e Seyfried, 1996). No entanto, pode também considerar-se que os elementos restantes de DQO no permeado podem ser explicados pela dissolução de metano. O total de biogás produzido no reator variou entre 18% e 35% de metano, para as temperaturas de 24 ° C e 37° C, respectivamente. E acredita-se que estes valores mantiveram-se dissolvidos no efluente.

Valores teóricos da solubilidade de metano podem ser calculado por meio da Lei de Henry's:

$$KH = CA / PG$$

Onde CA [mol m⁻³] é a concentração de metano na fase aquosa, KH [mol m⁻³ Pa⁻¹] é a constante específica do gás e é dependente da temperatura. PG é a pressão parcial do gás acima da fase líquida. Se a pressão parcial de gás metano é diminuída através da aplicação de vácuo, mais metano será liberado a partir da fase fluida. Como resultado, um aumento na produção de metano ocorre e a DQO do permeado é melhorada. Ao mesmo tempo, uma emissão descontrolada de gás metano em local posterior (por exemplo, na água ou durante a aplicação na área agrícola) é evitada. Como emissões de metano tem 21 vezes maior potencial de aquecimento global (PAG) do que o dióxido de carbono, o tratamento anaeróbico deixaria de atender à reivindicação da sustentabilidade.

6. CONCLUSÕES

O desempenho de um 1m³ em escala piloto do biorreator anaeróbio com membrana submersa de ultra filtração a vácuo combinando com sistema de fluxo lateral para tratamento de águas residuais municipais estudado na TUM com fluxo operacional estável 10 L.m⁻².h⁻¹, pressão transmembrana abaixo de 0,25 bar a uma concentração de SST 25 g.L⁻¹ e filtração constituída em ciclos de permeação com duração de 300 s e retro lavagem durante 60 s em uma velocidade de gás sparging de 56 m.h⁻¹ resultou em uma redução de 83% de DQO do efluente, 4 NMP/mL de coliformes totais, 2 NMP/mL de coliformes fecais, 59cfu/100 mL de enterococos totais e 10 cfu/100mL de enterococos intestinais, o qual pode ser reutilizado para fins de irrigação e geração de energia a partir do biogás produzido.

7. RECOMENDAÇÕES

Para futuros trabalhos de monitoramento de biorreatores através do processo de membranas sugere-se:

- Desenvolver um modelo matemático que proporcione uma descrição mais completa e rigorosa do comportamento das membranas de ultrafiltração para que se obtenha êxito na aplicação em escala real. O modelo ajudará a propor métodos que possam aperfeiçoar tanto o processo quanto a operação, por exemplo determinando estratégias de limpeza que maximizem a viabilidade econômica das membranas.

- Fazer uma análise microscópica dos organismos presentes dentro do biorreator.

8. REFERÊNCIAS DE PESQUISA

ABDEL-HALIM, W.S. (2005). **Anaerobic Municipal Wastewater Treatment**. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz-Universität Hannover. Band 133.

BAI, R., LEOW, H. F., 2002, **“Microfiltration of Activated Sludge Wastewater – The Effect of System Operation Parameters”**, Separation and Purification Technology, v. 29, pp. 189-198.

BEAUDIEN A., BATY; FRANCOEUR E., MANEM J. (1996). **Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: development of a filtration testing strategy**. J. Membr. Sci., 109 (2) 24, 173-184.

BEN AIM, R. M., SEMMENS, M. J., 2002, **“Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment and Reuse: A Success Story”**, Water Science and Technology, v. 47, n. 1, pp. 01-05.

BÉRUBÉ, p.; HALL. E. AND SUTTON P. (2006). **Parameters governing permeate flux in an anaerobic membrane bioreactor treating low-strength municipal wastewaters: a literature review**. Water Environ. Res., 78 (8), 887-96.

BORGES, C.P., **Separação da Mistura de Metano/Dióxido de Carbono por Permeação em Membranas de Poliuretano**. Tese de Mestrado. COPPE/UFRJ, 1985.

BROCKMANN, M. SEYFRIED C. F. (1996). **Sludge activity and cross-flow microfiltration: A non-beneficial relationship**. Water Sci. Technol., 34 (9), 205–213.

CAKIR, F.Y., STENSTROM M.K. **Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology**. Water Res., 39 (17), 4191-4203.

CENTROPROJEKT DO BRASIL, 2004, **“Reuso de Efluentes Industriais e Domésticos - Tecnologias Avançadas”**. Seminário O Estado da Arte dos Equipamentos para Reúso de Águas, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, Abril.

CHURCHOUSE, S., WILDGOOSE, D., 1999, **“Membrane Bioreactors Progress from The Laboratory to Full-Scale Use”**, Membrane Technology, v. 1999, n. 111, pp. 04-08.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (CONAMA – resolução nº 20)

COSTANZO, R. N.; **Estudo de tratamento físico-químicos – flotação por ar dissolvido, sedimentação, microfiltração e ozonização – do efluente de uma fábrica de papel para imprimir visando o reúso de água**. São Carlos. Dissertação de Mestrado EESC/2000

COTÉ, P., BUISSON H. AND PRADERIE M. (1998). **Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater**. Water Sci. Technol., 38 (4-5), 437-442.

DAVIS, T.A, GREBENYUK, V., GREBENYUK, O., Electromembrane Processes. **Membrane Technology in the Chemical Industry** – Edited by S. P. Nunes and K.-V. Peinemann. Part II Current Applications and Perspectives – chapter 06, p.223-264.

DEV. **Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Physikalische, chemische, biologische und bakteriologische Verfahren (German Standard Methods for the Examination of Water, Wastewater and Sludge – physical, chemical, biological and bacteriological methods)**. 1993. DIN Deutsches Institut für Normung e. V. Beuth.

ELMALEH, S., ABDELMOUMNI, L., 1998, **“Experimental Test to Evaluate Performance of an Anaerobic Reactor Provided with an External Membrane Unit”**, Water Science and Technology, v. 38, n. 8-9 , pp. 385-392.

EYKAMP, W., **Microfiltration and Ultrafiltration. Membrane Separations Technology – Principles and Applications**. Edited by NOBLE, R.D., STERN, S.A., 1995.

FREEMAN, B.D., PINNAU, I., **Membrane Formation and Modification**. Edited by **American Chemical Society**, Washington, DC, 1999.

HU A. Y., STUCKEY, D. (2006). **Treatment of Dilute Wastewaters Using a Novel Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor**. J. Environ. Eng., 132 (2), 190-198.

JEISON, D. AND VAN LIER, J. B. (2007) **Thermophilic treatment of acidified and partially acidified wastewater using an anaerobic submerged MBR: Factors affecting long-term operational flux**. Water Res., 41 (17), 3868-3879.

JUDD. S. (2006). **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater treatment**. First ed., Elsevier. Oxford.

KWANG-HO, C., CHUNG-HAK, L., 1996, “**Membrane Fouling Mechanisms in the Membrane-Coupled Anaerobic Bioreactor**”, Water Research, v. 30, n. 8, pp. 1771-1780.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e Microfiltração Tangencial para Tratamento de Esgotos**. 186p. Tese. Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo – SP, 1998.

LEMA, J.M. and OMIL F. (2001). **Anaerobic treatment: a key technology for a sustainable management of wastes in Europe**. Water Sci. Technol., 44 (8), 133–140.

LIAO, B.Q., Kraemer, J.T., Bagley, D.M. (2006). **Anaerobic membrane bioreactors: applications and research directions**. Crit. Rev. Env. Sci. Technol., 36 (6), 489-530.

LYONNAISE DES EUAX – **Memento du Gestionnaire de L’Alimentation en Eau et de L’Assainissement**. Tome I, p. 391-400, Technique & Documentation – Lavoisier, 1994.

MACHADO, C.J.S., **O Preço da Água**, Revista Ciência Hoje, v.32, nº 192, p. 66-67, abril/2003.

MALLEVIALE, J., ODENDENAL, P.E., WIESNER, M.R., **Water Treatment Membrane Process**. American Water Works Association. Lyonnaise des Eaux. Water Research Commission of South África. McGraw Hill, New York, 1996.

MANCUSO, P.C., SANTOS dos, H.F., **Reuso de Água**. Editora Manole Ltda, 576 p., 2003.

METCALF and EDDY. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal, Reuse**. Third Edition. New York, McGraw-Hill, 1991.

MIERZWA, J.C., **O Uso Racional e o Reuso com Ferramenta para o Gerenciamento de Águas e Efluentes na Indústria – Estudo de Caso Kodak Brasileira**. Tese de Doutorado. USP/SP, 2002.

MULDER, M., **Basic Principles of Membranes Technology**, second edition, Kluwer Academic Publishers Boston, 564 p.

NASCIMENTO, J. F., **Avaliação de membranas de osmose inversa no tratamento de águas de purga de torres de refrigeração de indústria petrolífera com finalidade de reuso**. Tese de mestrado UFF/RJ

NICOLAISEN, B. **Developments in membrane technology for water treatment**. Desalination 153 p. 355-360, 2002.

NOBLE, R.D., STERN, S.A., **Membrane Separations Technology – Principles and Applications**. Edited by NOBLE, R.D., STERN, S.A., 718 p., 1995.

NOBREGA, R., HABERT, A.C., BORGES, C.P., **Processos de Separação com Membranas – Escola Piloto em Engenharia Química**. COPPE/UFRJ. 132 p., 2003.

PELEGRINI; D. C., **Microfiltração Tangencial de Efluente Sanitário após tratamento biológico**. Tese de Mestrado. UFSC/SC 2004.

ROQUES, H. **Fondements théoriques du traitement biologique des eaux**. Technique et Documentation, Paris, 1980.

ROSENWINKEL, K.-H., BORCHMANN, A., BRINKMEYER, J., GUBANOV, L. and KATRAEVA, A. (2007). **Einbindung der Membrantechnik in der Abwasserreinigung mittels Anaerobtechnik Integration of membrane technology in wastewater treatment by means of anaerobic technology**). Hannoversche Industrieabwasser-Tagung (HIT)-Wassermanagement in der Industrie Statusseminar Membrantechnik. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz-Universität Hannover. Tagungsband 139. Wen, C., Huang, X., Qian, Y. (1999). Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochem.*, cap 35 (3-4), 335-340.

SANDER, R. (1999). Henry's law constants.

<http://www.mpch-mainz.mpg.de/~sander/res/henry.html> (accessado em 16 Junho 2008)

SCHINDLER P.R.G. (1991). **MUG-Laurylsulfat-Bouillon – ein optimales Nachweismedium für gesamtcoliforme und fäkalcoliforme Bakterien im Rahmen der hygienischen Überprüfung von Badegewässern gemäß der EG-Richtlinie 76/160 EWG (MUG-lauryl sulfat broth – an optimum medium for the enumeration of total coliform and faecal coliform bacteria for the quality control of bathing water according to the EC-Guideline 76/160 EWG)**. *Zbl. Hyg.*, 191, 438-444.

SCHNEIDER, R. P., TSUTIYA, M. T., 2001, **Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso**. 1 ed., São Paulo, Brasil, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES.

STEPHENSON, T., JUDD, S., JEFFERSON, B. et al., 2000, **Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment**. 1 ed., Reino Unido, IWA Publishing.

SUDAK, R.G., **Handbook of Industrial Membrane Technology**, 1997.

TAYLOR, J.S., JACOBS, E.P., **Reverse Osmosis and Nanofiltration. Water Treatment Membrane Processes.** Editorial Group – Malleviale, J.; Odendaal, P.E. & Wiesner, M.R., - hapter 09, p. 9.1-9.70. McGraw Hill, New York, 1996.

TEIXEIRA, M.M.C.G.R., **Ultrafiltração no Tratamento de Águas para Consumo Humano.** Universidade Nova Lisboa – Lisboa/Portugal – Faculdade de Ciências e Tecnologia – Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente. Tese de Mestrado. 2001.

TEIXEIRA, M.A.G., ÁVILA, R.A.P., **Avaliação Preliminar de Reuso de Efluentes de Refinarias como Reposição as Evaporações de Torres de Resfriamento sem Tratamentos Adicionais aos Nelas Praticados.** Comunicação Técnica QM – nº 005. PETROBRAS/CENPES/PDEDS/QM, 2004.

VIANA, P. Z., **Biorreator com membrana aplicado ao tratamento de esgotos domésticos: avaliação do desempenho de módulos de membranas com circulação externa.** Tese de mestrado UFRJ/RJ 2004.

VISVANATHAN, C., BOONTHANON, N., SATHASIVAN, A. et al., 2002, “**Pretreatment of Seawater for Biodegradable Organic Content Removal Using Membrane Bioreactor**”, Desalination, v. 153, pp. 133-140.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados.** Belo Horizonte: DESA-UFMG, v. 4, 1997. 416 p, 1997.

VON SPERLING, M., 2002, **Lodos Ativados – Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias** v. 4. 2 ed., Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG.

WPCF - **Water Pollution Control Federation. Water reuse – Manual of practice.** 2 ed. Alexandria, VA 22314, USA, 1989.243p.

YOON, S. H., KIM, H. S., YEOM, I. T., 2004, **“The Optimum Operational Condition of Membrane Bioreactor (MBR): Cost Estimation of Aeration and Sludge Treatment”**, Water Research, v. 38, pp. 37–46.

ZAIDI, A., SIMMS, K., KOK, S., **The Use of Micro/Ultrafiltration for the Removal Oil and Suspendend Solids from Oilfield Brines**, Water Science and Technology, v.25, n° 10, p.163-176, 1992.